Flujo de fluidos



EN VÁLVULAS, ACCESORIOS Y TUBERÍAS

Unidades en los Sistemas
Inglés e Internacional

CRANE®

Flujo de fluidos

NOTA

La ingeniería es una ciencia en constante desarrollo. A medida que la investigación y la experiencia amplían nuestros conocimientos, se requieren cambios en el uso de los materiales o en la aplicación del contenido de esta obra. Así pues, aunque los editores de este trabajo se han esforzado por asegurar su calidad, no pueden responsabilizarse de la exactitud de la información que contiene, ni asumir ninguna responsabilidad por los daños o pérdidas que resulten de su aplicación.

Esta recomendación es de particular importancia en virtud de la existencia de nuevos materiales o aplicaciones diferentes.

** Esta edición ofrece al lector datos tanto en el sistema internacional de unidades como en el sistema inglés (los cuales se destacan mediante otro color).

Flujo de fluidos

en
válvulas, accesorios y tuberías

Preparado por la división de Ingeniería de:



Traducción:

VALFISA, S.A.

Revisión técnica:

Clemente Reza García
Ingeniero Químico Industrial
Profesor Titular de Química
Escuela Superior de Ingeniería
Química e Industrias Extractivas IPN

-

McGRAW-HILL
MÉXICO • BOGOTÁ • BUENOS AIRES • GUATEMALA • LISBOA • MADRID
NUEVA YORK • PANAMÁ • SAN JUAN • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MONTREAL • NUEVA DELHI
PARÍS • SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS
SIDNEY • TOKIO • TORONTO

FLUJO DE FLUIDOS
en válvulas, accesorios y tuberías

Atlacomulco 499-501, Fracc. Industrial San Andrés Atoto
53500 Naucalpan de Juárez, Edo. de México
Miembro de la Cámara Nacional de la Industria Editorial, Reg. Núm. 1890

ISBN 968-451-846-3

Traducido de la primera edición en inglés de
Flow of Fluids Technical Paper 410

1234567890 P.E.-87 8012345697

Impreso en México Printed in Mexico

Esta obra se terminó de
imprimir en agosto de 1988
en National Print
San Andrés Atoto No. 12
Fracc. San Andrés Atoto
53500 Naucalpan
Edo. de México

Se tiraron 2 000 ejemplares

CONTENIDO

CAPÍTULO 4

Ejemplos de problemas de flujo

APÉNDICE A

Propiedades físicas de algunos fluidos y características del flujo en válvulas, accesorios y tuberías

APÉNDICE B

Información técnica

PRÓLOGO

A medida que la industria se vuelve más compleja, más importante es el papel de los fluidos en las máquinas industriales. Hace cien años el agua era el único fluido importante que se transportaba por tuberías. Sin embargo, hoy cualquier fluido se transporta por tuberías durante su producción, proceso, transporte o utilización. La era de la energía atómica y de los cohetes espaciales ha dado nuevos fluidos como son los metales líquidos, sodio, potasio, bismuto y también gases licuados como oxígeno, nitrógeno, etc.; entre los fluidos más comunes se tiene al petróleo, agua, gases, ácidos y destilados que hoy día se transportan por tuberías. La transportación de fluidos no es la única parte de la hidráulica que ahora demanda nuestra atención. Los mecanismos hidráulicos y neumáticos se usan bastante para los controles de los modernos aviones, barcos, equipos automotores, máquinas herramientas, maquinaria de obras públicas y de los equipos científicos de laboratorio donde se necesita un control preciso del movimiento de fluidos.

La variedad de las aplicaciones de la hidráulica y de la mecánica de fluidos es tan grande, que cualquier ingeniero ha sentido la necesidad de familiarizarse por lo menos con las leyes elementales del flujo de fluidos. Para satisfacer la necesidad de un tratado simple y práctico sobre flujo de fluidos en tuberías, Crane Co. publicó en 1935 un folleto titulado "*Flow of Fluids and Heat Transmission*"; una edición revisada sobre el flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías fue publicada en 1942. En 1957 se introdujo una edición completamente nueva del Folleto Técnico No. 410 (F.T. 410), con un formato diferente. En el F.T. 410, Crane Co. presenta la más reciente información sobre el flujo de fluidos, resumiendo todos los datos necesarios para la solución de cualquier problema de flujo de fluidos, incluso los más complicados.

Desde 1957 hasta el presente, se han publicado numerosas ediciones del Folleto Técnico No. 410. En cada edición se ha tratado de reflejar la última información de que se disponía sobre el flujo de fluidos. La actualización continua sirve de la mejor manera a los intereses de los usuarios de esta publicación.

La 15ª edición (1976) presentó un cambio de concepto en cuanto a los valores de la longitud equivalente "*L/D*" y el coeficiente de resistencia "*K*" para válvulas y accesorios en relación con el factor de fricción en tuberías. Este cambio tuvo un efecto muy pequeño en la mayor parte de los problemas en los que las condiciones del flujo llevan al número de Reynolds las cuales quedan dentro de la zona turbulenta. Sin embargo, para flujos en la zona laminar, el cambio evitó una importante sobreestimación de la pérdida de presión. De acuerdo con la revisión conceptual, la resistencia al flujo a través de válvulas y accesorios se expresó en términos del coeficiente de resistencia "*K*" en lugar de la longitud equivalente "*L/D*", y la gama abarcada de tipos de válvulas y accesorios se incrementó.

Otras revisiones importantes incluyen la actualización de los valores de la viscosidad del vapor de agua, coeficientes para orificios y coeficientes para tuberías.

El F.T. 410M se presentó a comienzos de 1977, siendo la versión en unidades métricas de la 15ª edición del F.T. 410. La información técnica, con algunas excepciones, se presenta en unidades métricas del SI. Las excepciones aparecen en los casos donde se considera que las unidades utilizadas ahora, fuera del SI, van a seguir usándose durante un tiempo indefinido, por ejemplo el diámetro nominal de tubería en pulgadas, o cuando no se ha llegado a un acuerdo sobre qué unidades métricas específicas deben utilizarse, como es el caso del coeficiente de flujo.

Las sucesivas ediciones del F.T. 410M, al igual que las del F.T. 410, se actualizan según sea necesario para reflejar la más reciente información de que se dispone sobre flujo de fluidos. La disposición general de la información no ha cambiado. La teoría se presenta en los capítulos 1 y 2, las aplicaciones prácticas en problemas de flujo en los capítulos 3 y 4, las propiedades físicas de los fluidos y las características de flujo de las válvulas, accesorios y tuberías en el apéndice A, y las tablas de conversiones de unidades, así como otros datos técnicos útiles, en el apéndice B.

La mayor parte de los datos sobre el flujo de fluidos en válvulas y accesorios se obtuvieron en experimentos cuidadosamente llevados a cabo en los laboratorios de ingeniería de Crane. Sin embargo, se han utilizado libremente otras fuentes de información de reconocida garantía en este tema, que se mencionan debidamente en el texto. La bibliografía de referencias puede ser utilizada por aquel que desee profundizar en el estudio del tema presentado.

CRANE CO.

Nomenclatura

A no ser que se indique lo contrario, todos los símbolos que se utilizan en este libro se definen de la manera siguiente:

A = Área de la sección transversal de tubería u orificio en metros cuadrados (pies cuadrados)
a = Área de la sección transversal de tubería u orificio, o área de paso en válvulas, en milímetros cuadrados (pulgadas cuadradas)
B = Caudal en barriles (42 galones USA) por hora
C = Coeficiente de flujo para orificios y toberas = coeficiente de descarga corregido por la velocidad de avenida $= C_d \Big/ \sqrt{1-\beta^4}$
C_d = Coeficiente de descarga para orificios y toberas
C_v = Coeficiente de flujo para válvulas
D = Diámetro interior de tubería en metros (pies)
d = Diámetro interior de tubería en milímetros (pulgadas)
e = Base de los logaritmos neperianos = 2.718
f = Factor de fricción en la fórmula $h_L = fLv^2/D2g_n$
f_T = Factor de fricción en la zona de turbulencia total
g_n o g = Aceleración de la gravedad = 9.81 metros por segundo, por segundo (32.2 pies/seg²)
H = Altura total expresada en metros de columna del fluido (pies)
h = Altura manométrica en un punto determinado, en metros de columna de fluido (pies)
h_g = Calor total del vapor de agua, en Btu por libra
h_L = Pérdida de carga debida al flujo del fluido, en metros de columna de fluido (pies)
h_w = Altura manométrica en milímetros de columna de agua (pulgadas)
K = Coeficiente de resistencia o de pérdida de carga por velocidad en la fórmula $h_L = Kv^2/2g_n$
L = Longitud de tubería en metros (pies)
L/D = Longitud equivalente de resistencia al flujo, en diámetros de tubería
L_m = Longitud de la tubería en kilómetros (millas)
M = Peso molecular
MR = Constante universal de gas
P = Presión manométrica en Newtons por metro cuadrado (Pascal) (libras/pulg²)
P' = Presión absoluta en Newtons por metro cuadrado (Pascal) (libras/pulg²)

(Véase en la página 1-5 el diagrama indicativo de la relación entre presiones manométrica y absoluta.)

p = Presión relativa o manométrica en bars
p' = Presión absoluta en bars (libras/pie²)

Q = Caudal en litros por minuto (galones/minuto)
q = Caudal en metros cúbicos por segundo en las condiciones de flujo (pie³/seg)
q' = Caudal en metros cúbicos por segundo en condiciones métricas normales (1.01325 bar absolutos y 15°C) (pie³/seg)
q'_d = Caudal en millones de metros cúbicos por día en condiciones normales (millones de pie³/día)
q'_h = Caudal en metros cúbicos por hora en condiciones normales (pie³/hora)
q_m = Caudal en metros cúbicos por minuto en las condiciones de flujo (pie³/minuto)
q'_m = Caudal en metros cúbicos por minuto en condiciones normales (pie³/minuto)
R = Constante individual para cada gas = R_o/M J/kg °K (donde M = peso molecular del gas) (1545/M)
R_e = Número de Reynolds
R_H = Radio hidráulico en metros (pies)
R_o = Constante universal de los gases = 8314J/kg—mol°K
r_c = Relación crítica de presiones para fluidos compresibles
S = Peso específico de líquidos a la temperatura de trabajo respecto al agua en temperatura ambiente (15°C) (60°F) (densidad relativa)
S_g = Peso específico de un gas respecto al aire = cociente del peso molecular del gas respecto al del aire (densidad relativa)
T = Temperatura absoluta, en Kelvin (273 + t) (Rankine = 460 + t)
t = Temperatura en grados Celsius (Fahrenheit)
$\bar{V}$ = Volumen específico de fluido en metros cúbicos por kilogramo (pie³/libra)
V = Velocidad media de flujo en metros por minuto (pie/minuto)
V_a = Volumen en metros cúbicos (pie³)
v = Velocidad media de flujo en metros por segundo (pie/segundo)
v_s = Velocidad sónica (o crítica) de un gas en metros por segundo (pie/segundo)
W = Caudal en kilogramos por hora (libra/hora)
w = Caudal en kilogramos por segundo (libra/seg)
w_a = Peso, en kilogramos (libra)
Y = Factor neto de expansión para fluidos compresibles a través de orificios, toberas o tuberías
Z = Altura o elevación potencial sobre el nivel de referencia en metros (pie)

Letras griegas

Beta

β = Relación entre los diámetros menor y mayor en orificios y toberas durante las contracciones o ensanchamientos de las tuberías

Gamma

γ o k = Cociente del calor específico a presión constante entre el calor específico a volumen constante = c_p/c_v

Delta

Δ = Diferencia entre dos puntos

Epsilon

ϵ = Rugosidad absoluta o altura efectiva de las irregularidades de las paredes de las tuberías, en milímetros (pies)

Mu

μ = Viscosidad absoluta (dinámica) en centipoises

μ' = Viscosidad absoluta en newtons segundo por metro cuadrado (Pascal segundo) (libras por pie segundo)

μ_e = Viscosidad absoluta (dinámica), en libras masa por pie segundo

μ'_e = Viscosidad absoluta, en slugs por pie segundo

Nu

ν = Viscosidad cinemática en centistokes.

ν' = Viscosidad cinemática en metros cuadrados por segundo (pies^2/segundo)

Rho

ρ = Densidad del fluido en kilogramos por metro cúbico (libras/pie^3)

ρ' = Densidad del fluido en gramos por centímetro cúbico

Sigma

Σ = Suma

Theta

θ = Ángulo de convergencia o divergencia en los ensanchamientos o contracciones de las tuberías

Subíndices para diámetros

(1) . . .indica el diámetro menor

(2) . . .indica el diámetro mayor

Subíndices para las propiedades de los fluidos

(1) . . .se refiere a las condiciones de entrada (corriente arriba)

(2) . . .se refiere a las condiciones de salida (corriente abajo)

Teoría del flujo de fluidos en tuberías

CAPÍTULO 1

Introducción

El método más común para transportar fluidos de un punto a otro es impulsarlo a través de un sistema de tuberías. Las tuberías de sección circular son las más frecuentes, ya que esta forma ofrece no sólo mayor resistencia estructural sino también mayor sección transversal para el mismo perímetro exterior que cualquier otra forma. A menos que se indique específicamente, la palabra "tubería" en este estudio se refiere siempre a un conducto cerrado de sección circular y diámetro interior constante.

Muy pocos problemas especiales de mecánica de fluidos, como es el caso del flujo en régimen laminar por tuberías, pueden ser resueltos por métodos matemáticos convencionales; todos los demás problemas necesitan métodos de resolución basados en coeficientes determinados experimentalmente. Muchas fórmulas empíricas han sido propuestas como soluciones a diferentes problemas de flujo de fluidos por tuberías, pero son muy limitadas y pueden aplicarse sólo cuando las condiciones del problema se aproximan a las condiciones de los experimentos de los cuales derivan las fórmulas.

Debido a la gran variedad de fluidos que se utilizan en los procesos industriales modernos, una ecuación que pueda ser usada para cualquier fluido ofrece ventajas obvias. Una ecuación de este tipo es la fórmula de Darcy,* que puede ser deducida por análisis dimensional; sin embargo, una de las variables en la fórmula, el coeficiente de fricción, debe ser determinado experimentalmente. Esta fórmula tiene una extensa aplicación en el campo de la mecánica de fluidos y se utiliza mucho en este estudio.

*La fórmula de Darcy se conoce también como la fórmula Weisbach o la fórmula de Darcy-Weisbach; también como la fórmula de Fanning, modificada algunas veces de manera que el coeficiente de fricción sea un cuarto del coeficiente de fricción de la de Darcy.

Propiedades físicas de los fluidos

La solución de cualquier problema de flujo de fluidos requiere un conocimiento previo de las propiedades físicas del fluido en cuestión. Valores exactos de las propiedades de los fluidos que afectan a su flujo, principalmente la viscosidad y el peso específico, han sido establecidos por muchas autoridades en la materia para todos los fluidos utilizados normalmente y muchos de estos datos se encuentran en las tablas y cuadros del Apéndice A.

Viscosidad: La viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. El coeficiente de viscosidad absoluta, o simplemente la viscosidad absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia al deslizamiento o a sufrir deformaciones internas. La melaza es un fluido muy viscoso en comparación con el agua; a su vez, los gases son menos viscosos en comparación con el agua.

Se puede predecir la viscosidad de la mayor parte de los fluidos; en algunos la viscosidad depende del trabajo que se haya realizado sobre ellos. La tinta de imprenta, las papillas de pulpa de madera y la salsa de tomate, son ejemplos de fluidos que tienen propiedades tixotrópicas de viscosidad.

Existe gran confusión respecto a las unidades que se utilizan para expresar la viscosidad; de ahí la importancia de utilizar las unidades adecuadas cuando se sustituyen los valores de la viscosidad en las fórmulas.

Viscosidad absoluta o dinámica: La unidad de viscosidad dinámica en el sistema internacional (SI) es el pascal segundo (Pa s) o también newton segundo por metro cuadrado (N s/m^2), o sea kilogramo por metro segundo (kg/ms). Esta unidad se conoce también con el nombre de poiseuille (Pl) en Francia, pero debe tenerse en cuenta que no es la misma que el poise (P) descrita a continuación.

El poise es la unidad correspondiente en el sistema CGS de unidades y tiene dimensiones de dina segundo por centímetro cuadrado o de gramos por centímetro segundo. El submúltiplo centipoise (cP), 10^{-2} poises, es la unidad más utilizada para expresar la viscosidad dinámica y esta situación parece que va a continuar durante algún tiempo. Por esta razón, y ya que la mayor parte de los manuales y tablas siguen el mismo principio, toda la información sobre viscosidad en este texto se expresa en centipoises. La relación entre el pascal segundo y el centipoise es:

$$1 \text{ Pa s} = 1 \text{ N s/m}^2 = 1 \text{ kg/(m s)} = 10^3 \text{ cP}$$
$$1 \text{ cP} = 10^{-3} \text{ Pa s}$$

En este libro, el símbolo μ se utiliza para viscosidades medidas en centipoises y el μ' para viscosidades medidas en pascal segundos. La viscosidad del agua a 20°C es muy cercana a un centipoise* o 0.001 pascal segundos.

Viscosidad cinemática: Es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. En el sistema internacional (SI) la unidad de viscosidad cinemática es el metro cuadrado por segundo (m^2/s). La unidad CGS correspondiente es el stoke (St), con dimensiones de centímetro cuadrado por segundo y el centistoke (cSt), 10^{-2} stokes, que es el submúltiplo más utilizado.

$$1 \text{ m}^2\text{/s} = 10^6 \text{ cSt}$$
$$1 \text{ cSt} = 10^{-6} \text{ m}^2\text{/s}$$

$$\nu \text{ (Centistokes)} = \frac{\mu \quad \text{(centipoise)}}{\rho' \text{ (gramos / cm}^3\text{)}}$$

Los factores para la conversión entre las unidades del SI y las del CGS descritas antes, así como los de conversión a medidas inglesas para viscosidades dinámicas y cinemáticas, pueden verse en el Apéndice B.

La medida de la viscosidad absoluta de los fluidos (especialmente de gases y vapores) requiere de instrumental adecuado y de una considerable habilidad experimental. Por otro lado, se puede utilizar un instrumento muy simple, como es un viscosímetro de tubo, para medir la viscosidad cinemática de los aceites y otros líquidos viscosos. Con este tipo de instrumentos se determina el tiempo que necesita un volumen pequeño de líquido para fluir por un orificio y la medida de la viscosidad cinemática se expresa en términos de segundos.

Se usan varios tipos de viscosímetros de tubo, con escalas empíricas tales como Saybolt Universal, Saybolt Furol (para líquidos muy viscosos), Red-

*En realidad la viscosidad del agua a 20°C (68°F) es 1.002 centipoise ("*Handbook of Chemistry and Physics*", 54ª edición, 1973).

Propiedades físicas de los fluidos (continuación)

wood No. 1 y No. 2 y Engler. En el Apéndice B se incluye información sobre la relación entre estas viscosidades empíricas y las viscosidades dinámicas y cinemáticas en unidades absolutas.

El cuadro normalizado por ASTM de temperatura-viscosidad para productos líquidos de petróleo, reproducido en la página B-8, se usa para determinar la viscosidad Saybolt Universal de un producto de petróleo, a cualquier temperatura, cuando se conocen las viscosidades a dos temperaturas diferentes. Las viscosidades de algunos de los fluidos más comunes aparecen en las páginas A-2 a A-8. Se observa que al aumentar la temperatura, la viscosidad de los líquidos disminuye, y la viscosidad de los gases aumenta. El efecto de la presión sobre la viscosidad de los líquidos y la de los gases perfectos es tan pequeño que no tiene interés práctico en la mayor parte de problemas para flujo de fluidos. La viscosidad de los vapores saturados o poco recalentados es modificada apreciablemente por cambios de presión, según se indica en la página A-2 que muestra la variación de la viscosidad del vapor de agua. Sin embargo, los datos sobre vapores son incompletos y en algunos casos contradictorios. Por lo tanto, cuando se trate de vapores que no sean el de agua, se hace caso omiso del efecto de la presión a causa de la falta de información adecuada.

Densidad, volumen específico y peso específico: La densidad de una sustancia es su masa por unidad de volumen. La unidad de densidad en el SI es el kilogramo por metro cúbico y se denota por ρ (Rho) (libras por pie cúbico).

Otras unidades métricas que también se usan son:

gramo por centímetro cúbico (g/cm^3) o gramo por mililitro (g/ml)	1 g/cm^3 o 1 g/ml = 1000 kg/m^3

La unidad correspondiente en el sistema SI para volumen específico $\bar{V}$, que es el inverso de la densidad, es el metro cúbico por kilogramo (m^3/kg) (pie^3/libra).

$$\bar{V} = \frac{1}{\rho} \qquad \rho = \frac{1}{\bar{V}}$$

A menudo también se usan las siguientes unidades para volumen específico:

litro por kilogramo (litro/kg) o decímetro cúbico por kilogramo (dm^3/kg)	1 litro/kg o 1 dm^3/kg = 0.001 m^3/kg

Las variaciones de la densidad y otras propiedades del agua con relación a su temperatura se indican en la página A-10. Las densidades de otros líquidos muy usados se muestran en la página A-12. A no ser que se consideren presiones muy altas, el efecto de la presión sobre la densidad de los líquidos carece de importancia en los problemas de flujo de fluidos.

Sin embargo, las densidades de los gases y vapores, varían grandemente con la presión. Para los gases perfectos, la densidad puede calcularse a partir de la fórmula:

$$\rho = \frac{P'}{RT} \quad \text{o} \quad \frac{10^5 p'}{RT} \qquad\qquad \rho = \frac{144\,P'}{RT}$$

La constante individual del gas R es igual a la constante universal para los gases R_o = 8314 J/kg−mol K dividida por el peso molecular M del gas,

$$R = \frac{R_o}{M} = \frac{8314}{M} \text{ J/kg } K \qquad\qquad R = \frac{1545}{M}$$

Los valores de R, así como otras constantes de los gases, se dan en la página A-14. La densidad del aire para diversas condiciones de temperatura y presión puede encontrarse en la página A-18.

El volumen específico se utiliza a menudo en los cálculos de flujo de vapor de agua y sus valores se dan en las tablas de vapor de las páginas A-23 a la A-35. En la página A-20, se da un nomograma para determinar la densidad y el volumen específico de gases.

El peso específico (o densidad relativa) es una medida relativa de la densidad. Como la presión tiene un efecto insignificante sobre la densidad de los líquidos, la temperatura es la única variable que debe ser tenida en cuenta al sentar las bases para el peso específico. La densidad relativa de un líquido es la relación de su densidad a cierta temperatura, con respecto al agua a una temperatura normalizada. A menudo estas temperaturas son las mismas y se suele utilizar 60°F/60°F (15.6°C/15.6°C). Al redondear 15.0°C/15.0°C no se introduce ningún error apreciable.

Propiedades físicas de los fluidos (continuación)

$$S = \frac{\rho \text{ cualquier líquido a cierta temperatura}}{\rho \text{ agua a } 15°\text{C } (60°\text{F})}$$

Se usa un hidrómetro para medir directamente la densidad relativa de un líquido. Normalmente se utilizan dos escalas hidroméricas, a saber:

La escala API que se utiliza para productos de petróleo.
Las escalas Baumé, que a su vez usan 2 tipos: uno para líquidos más densos que el agua y otro para líquidos más ligeros que el agua.

Las relaciones entre estas escalas hidrométricas y el peso específico son:

Para productos de petróleo:

$$S\,(60°\text{F}/60°\text{F}) = \frac{141.5}{131.5 + \text{grados API}}$$

Para líquidos más ligeros que el agua:

$$S\,(60°\text{F}/60°\text{F}) = \frac{140}{130 + \text{grados Baumé}}$$

Para líquidos más pesados que el agua:

$$S\,(60°\text{F}/60°\text{F}) = \frac{145}{145 - \text{grados Baumé}}$$

Para convertir las medidas de los hidrómetros en unidades más útiles, se usa la tabla que aparece en la pág. B-9.

La densidad relativa de los gases se define como la relación entre su peso molecular y el del aire, o como la relación entre la constante individual del aire y la del gas.

$$S_g = \frac{R\text{ (aire)}}{R\text{ (gas)}} = \frac{M\text{ (gas)}}{M\text{ (aire)}}$$

Regímenes de flujo de fluidos en tuberías: laminar y turbulento

Un experimento simple (el que se muestra abajo), muestra que hay dos tipos diferentes de flujo de fluidos en tuberías. El experimento consiste en inyectar pequeñas cantidades de fluido coloreado en un líquido que circula por una tubería de cristal y observar el comportamiento de los filamentos coloreados en diferentes zonas, después de los puntos de inyección.

Si la descarga o la velocidad media es pequeña, las láminas de fluido coloreado se desplazan en líneas rectas, como se ve en la figura 1-1. A medida que el caudal se incrementa, estas láminas continúan moviéndose en líneas rectas hasta que se alcanza una velocidad en donde las láminas comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa, según se ve en la figura 1-2. Esto ocurre en la llamada velocidad crítica. A velocidades mayores que la crítica los filamentos se dispersan de manera indeterminada a través de toda la corriente, según se indica en la Fig. 1-3.

El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como régimen laminar y a



Figura 1.1
Flujo laminar
Fotografía que muestra cómo los filamentos coloreados se transportan sin turbulencia por la corriente de agua.

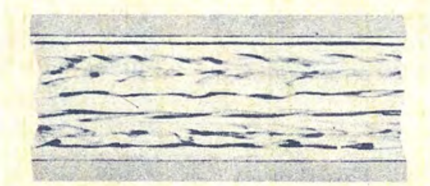


Figura 1.2
Flujo en la zona crítica, entre las zonas laminar y de transición
A la velocidad crítica los filamentos comienzan a romperse, indicando que el flujo comienza a ser turbulento.

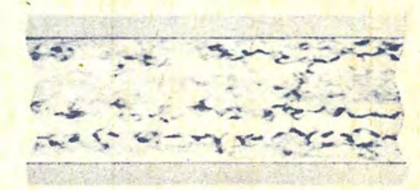


Figura 1.3
Flujo turbulento
Esta fotografía muestra cómo la turbulencia en la corriente dispersa completamente los filamentos coloreados a poca distancia del punto de introducción.

Regímenes de flujo de fluidos en tuberías: laminar y turbulento (continuación)

veces como régimen viscoso. Este régimen se caracteriza por el deslizamiento de capas cilíndricas concéntricas una sobre otra de manera ordenada. La velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la tubería.

A velocidades mayores que la crítica, el régimen es turbulento. En el régimen turbulento hay un movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido en direcciones transversales a la dirección principal del flujo; la distribución de velocidades en el régimen turbulento es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en régimen laminar. A pesar de que existe un movimiento turbulento a través de la mayor parte del diámetro de la tubería, siempre hay una pequeña capa de fluido en la pared de la tubería, conocida como la "capa periférica" o "subcapa laminar", que se mueve en régimen laminar.

Velocidad media de flujo: El término "velocidad", a menos que se diga lo contrario, se refiere a la velocidad media o promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para un flujo estacionario:

$$v = \frac{q}{A} = \frac{w}{A\rho} = \frac{w\bar{V}}{A}$$ **Ecuación 1-1**

(Véase la nomenclatura en la página anterior al Capítulo 1)

Velocidades "razonables" para ser consideradas en trabajos de proyecto se dan en las páginas 3-9 y 3-30.

Número de Reynolds: Las investigaciones de Osborne Reynolds han demostrado que el régimen de flujo en tuberías, es decir, si es laminar o turbulento, depende del diámetro de la tubería, de la densidad y la viscosidad del fluido y de la velocidad del flujo. El valor numérico de una combinación adimensional de estas cuatro variables, conocido como el número de Reynolds, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds es:

$$R_e = \frac{Dv\rho}{\mu'} \quad \text{o} \quad \frac{dv\rho}{\mu}$$ **Ecuación 1-2**

(Véanse otras formas de esta misma ecuación en la página 3-2)

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2 000 y turbulento si el número de Reynolds es superior a 4 000. Entre estos dos valores está la zona denominada "crítica" donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación. La experimentación cuidadosa ha determinado que la zona laminar puede acabar en números de Reynolds tan bajos como 1 200 o extenderse hasta los 40 000, pero estas condiciones no se presentan en la práctica.

Radio hidráulico: A veces se tienen conductos con sección transversal que no es circular. Para calcular el número de Reynolds en estas condiciones, el diámetro circular es sustituido por el diámetro equivalente (cuatro veces el radio hidráulico). Deben utilizarse los coeficientes de fricción dados en las páginas A-43 y A-44.

$$R_H = \frac{\text{superficie de la sección transversal de la vena líquida}}{\text{perímetro mojado}}$$

Esto se aplica a cualquier tipo de conducto (conducto circular no completamente lleno, ovalado, cuadrado o rectangular), pero no a formas muy estrechas, como aberturas anulares o alargadas, donde la anchura es pequeña con relación a la longitud. En tales casos, el radio hidráulico es aproximadamente igual a la mitad de la anchura del paso.

La siguiente fórmula sirve para calcular el caudal:

$$Q = 0.2087d^2 \sqrt{\frac{h_L D}{fL}} \qquad q = 0.0438d^2 \sqrt{\frac{h_L D}{fL}}$$

donde d^2 está basado en un diámetro equivalente de la sección transversal real del flujo y D se sustituye por $4R_H$.

Ecuación general de energía
Teorema de Bernoulli

El teorema de Bernoulli es una forma de expresión de la aplicación de la ley de la conservación de la energía al flujo de fluidos en una tubería. La energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal arbitrario fijado como referencia, es igual a la suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión y la altura debida a la velocidad, es decir:

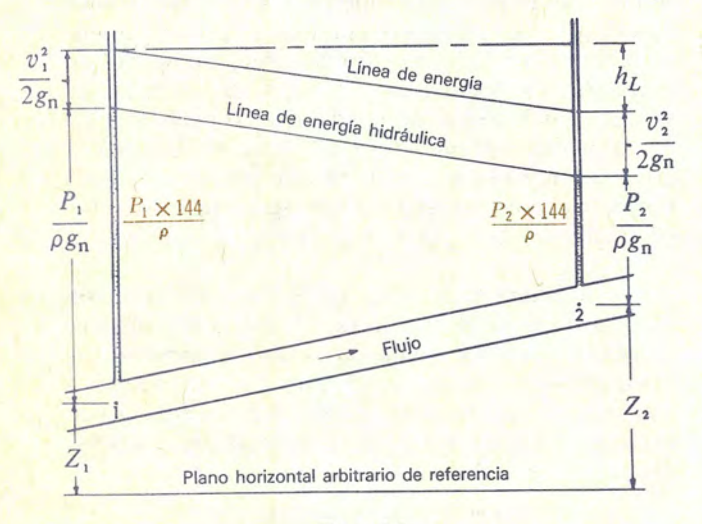


Figura 1-4
Balance de energía para dos puntos de un fluido

Adaptado de *Fluid Mechanics*[1]* por R. A. Dodge y M. J. Thompson. Copyright 1937; McGraw-Hill Book Company, Inc.

$$Z + \frac{P}{\rho g_n} + \frac{v^2}{2g_n} = H$$

$$Z + \frac{144\,P}{\rho} + \frac{v^2}{2g} = H$$

Si las pérdidas por rozamiento se desprecian y no se aporta o se toma ninguna energía del sistema de tuberías (bombas o turbinas), la altura total H en la ecuación anterior permanecerá constante para cualquier punto del fluido. Sin embargo, en la realidad existen pérdidas o incrementos de energía que deben incluirse en la ecuación de Bernoulli. Por lo tanto, el balance de energía puede escribirse para dos puntos del fluido, según se indica en el ejemplo de la figura 1.4.

Nótese que la pérdida por rozamiento en la tubería desde el punto uno al punto dos (h_L) se expresa como la pérdida de altura en metros de fluido (pies de fluido). La ecuación puede escribirse de la siguiente manera:

Ecuación 1-3

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v_1^2}{2g_n} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_L$$

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\,g} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\,g} + h_L$$

Todas las fórmulas prácticas para el flujo de fluidos se derivan del teorema de Bernoulli, con modificaciones para tener en cuenta las pérdidas debidas al rozamiento.

*El número de la referencia remite a la bibliografía.

Medida de la presión

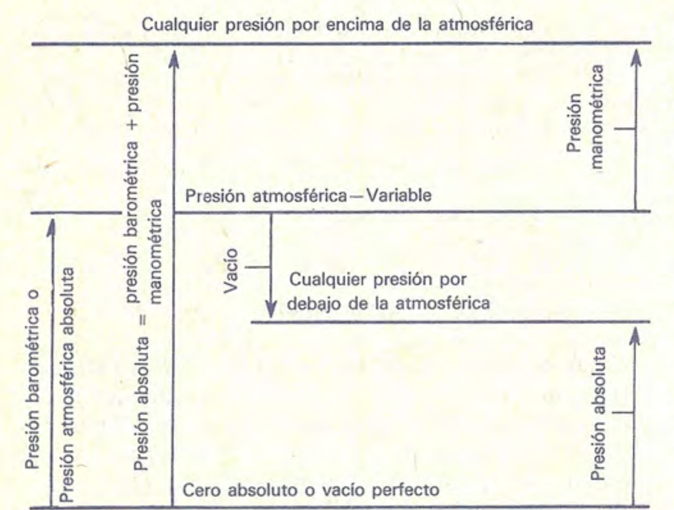


Figura 1-5
Relación entre las presiones manométrica y absoluta

En la figura 1-5 se ilustra gráficamente la relación entre las presiones absoluta y manométrica. El vacío perfecto no puede existir en la superficie de la Tierra pero es, sin embargo, un punto de referencia conveniente para la medición de la presión.

Presión barométrica es el nivel de la presión atmosférica por encima del vacío perfecto.

La *presión atmosférica normalizada* es 1.01325 bar (14.696 libras/pulg ^{2}) o 760 mm de mercurio.

La *presión manométrica* es la presión medida por encima de la atmosférica, mientras que la presión absoluta se refiere siempre al vacío perfecto.

Vacío es la depresión por debajo del nivel atmosférico. La referencia a las condiciones de vacío se hace a menudo expresando la presión absoluta en términos de altura de columna de mercurio o de agua. Las unidades utilizadas normalmente son milímetros de mercurio, micras de mercurio, pulgadas de agua y pulgadas de mercurio.

Fórmula de Darcy
Ecuación general del flujo de fluidos

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí y, consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo. Si se conectan dos manómetros Bourdon a una tubería por la que pasa un fluido, según se indica en la figura 1-6, el manómetro P_1 indicaría una presión estática mayor que el manómetro P_2.

La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como la fórmula de Darcy y que se expresa en metros de fluido, es: $h_L = fLv^2/D\ 2g_n$. Esta ecuación también puede escribirse para obtener la pérdida de presión en newtons por m² (pascals) sustituyendo las unidades correspondientes de la manera siguiente:

Ecuación 1-4

$$\Delta P = \frac{\rho f L v^2}{2D} \quad (\text{ya que } \Delta P = h_L \times \rho \times g_n)$$

$$\Delta P = \frac{\rho f L v^2}{144\, D\, 2g}$$

(Véanse otras formas de esta misma ecuación en la página 3-2)

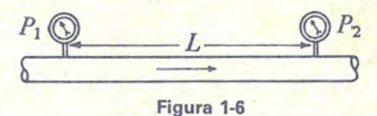


Figura 1-6

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como turbulento de cualquier líquido en una tubería. Sin embargo, puede suceder que debido a velocidades extremas, la presión corriente abajo disminuya de tal manera que llegue a igualar la presión de vapor del líquido, apareciendo el fenómeno conocido como cavitación y los caudales* obtenidos por cálculo serán inexactos. Con las restricciones necesarias la ecuación de Darcy puede utilizarse con gases y vapores (fluidos compresibles). Estas restricciones se mencionan en la página 1-9.

Con la ecuación 1-4 se obtiene la pérdida de presión

*En México y algunos otros países de América Latina es más frecuente utilizar los términos "gasto-masa" (kg/unidad de tiempo), o "gasto-volumen" (metros cúbicos/unidad de tiempo), que el concepto general de "caudal". Para fines de este texto, se usará el término "caudal" en forma equivalente a los antes mencionados.

Fórmula de Darcy (continuación)

debida al rozamiento y se aplica a tubería de diámetro constante por la que pasa un fluido cuya densidad permanece razonablemente constante, a través de una tubería recta, ya sea horizontal, vertical o inclinada. Para tuberías verticales, inclinadas o de diámetro variable, el cambio de presión debido a cambios de elevación, velocidad o densidad del fluido debe hacerse de acuerdo con el teorema de Bernoulli (página 1-6). Véase un ejemplo para utilizar este teorema en la página 4-12.

Factor de fricción: La fórmula de Darcy puede deducirse por análisis dimensional con la excepción del factor de fricción f, que debe ser determinado experimentalmente. El factor de fricción para condiciones de flujo laminar ($R_e < 2000$) es función sólo del número de Reynolds; mientras que para el flujo turbulento ($R_e > 4000$) es también función del tipo de pared de la tubería.

La región que se conoce como la "zona crítica" aparece entre los números de Reynolds de 2000 a 4000. En esta región el flujo puede ser tanto laminar como turbulento, dependiendo de varios factores; éstos incluyen cambios de sección, de dirección del flujo y obstrucciones tales como válvulas corriente arriba de la zona considerada. El factor de fricción en esta región es indeterminado y tiene límites más bajos si el flujo es laminar y más altos si el flujo es turbulento.

Para números de Reynolds superiores a 4000, las condiciones de flujo vuelven a ser más estables y pueden establecerse factores de rozamiento definitivos. Esto es importante, ya que permite al ingeniero determinar las características del flujo de cualquier fluido que se mueva por una tubería, suponiendo conocidas la viscosidad y la densidad en las condiciones del flujo. Por esta razón, la ecuación 1-4 se recomienda con preferencia sobre algunas de las ecuaciones empíricas usadas normalmente para el agua, petróleo y otros líquidos, así como para el flujo de fluidos compresibles teniendo en cuenta las restricciones antes citadas.

Si el flujo es laminar ($R_e < 2000$), el factor de fricción puede determinarse a partir de la ecuación:

$$f = \frac{64}{R_e} = \frac{64\,\mu'}{D\,v\,\rho} = \frac{64\,\mu}{d\,v\,\rho}$$

$$f = \frac{64}{R_e} = \frac{64\,\mu_e}{D\,v\rho} = \frac{64\,\mu}{124\,d\,v\rho}$$

Si esta ecuación se sustituye en la ecuación 1-4 la pérdida de presión en newtons por m² es:

$$\Delta P = 32\,000\,\frac{\mu L v}{d^2}$$ **Ecuación 1-5**

y en el sistema inglés, la caída de presión en libras por pulgada cuadrada es:

$$\Delta P = 0.000\,668\,\frac{\mu L v}{d^2}$$

que es la ley de Poiseuille para flujo laminar.

Cuando el flujo es turbulento ($R_e > 4000$) el factor de fricción depende no sólo del número de Reynolds, sino también de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería, ε/d, es decir, la rugosidad de las paredes de la tubería (ε) comparada con el diámetro de la tubería (d). Para tuberías muy lisas, como las de latón extruido o vidrio, el factor de fricción disminuye más rápidamente con el aumento del número de Reynolds, que para tuberías con paredes más rugosas.

Como el tipo de la superficie interna de la tubería comercial es prácticamente independiente del diámetro, la rugosidad de las paredes tiene mayor efecto en el factor de fricción para diámetros pequeños. En consecuencia las tuberías de pequeño diámetro se acercan a la condición de gran rugosidad y en general tienen mayores factores de fricción que tuberías del mismo material pero de mayores diámetros.

La información más útil y universalmente aceptada sobre factores de fricción que se utiliza en la fórmula de Darcy, la presentó L.F. Moody[18] y es la que se reproduce en las páginas A-41 a A-44. El profesor Moody mejoró la información en comparación con los conocidos diagramas de factores de fricción, de Pigott y Kemler,[25,26] incorporando investigaciones más recientes y aportaciones de muchos científicos de gran nivel.

El factor de fricción f, se grafica en la página A-43 con base a la rugosidad relativa obtenida del cuadro de la página A-41 y el número de Reynolds. El valor f se determina por la proyección horizontal de la intersección de la curva ε/d según el número de Reynolds calculado en la escala vertical a la izquierda del cuadro de la página A-43 Como la mayor parte de los cálculos tratan con tuberías de acero comercial o tuberías de hierro forjado, el cuadro de la página A-44 facilita la determinación más rápida. Debe tenerse en cuenta que estos valores sólo se aplican cuando las tuberías son nuevas y están limpias.

Fórmula de Darcy (continuación)

Efecto del tiempo y uso en la fricción de tuberías: Las pérdidas por fricción en tuberías son muy sensibles a los cambios de diámetro y rugosidad de las paredes. Para un caudal determinado y un factor de fricción fijo, la pérdida de presión por metro de tubería varía inversamente a la quinta potencia del diámetro. Por ejemplo, si se reduce en 2% el diámetro, causa un incremento en la pérdida de la presión del 11%; a su vez, una reducción del 5% produce un incremento del 29%. En muchos de los servicios, el interior de la tubería se va incrustando con cascarilla, tierra y otros materiales extraños; luego, es una práctica prudente dar margen para reducciones del diámetro de paso.

Los técnicos experimentados indican que la rugosidad puede incrementarse con el uso (debido a la corrosión o incrustación) en una proporción determinada por el material de la tubería y la naturaleza del fluido. Ippen[18], comentando sobre el efecto del paso del tiempo, cita una tubería de 4 pulgadas de acero galvanizado que duplicó su rugosidad e incrementó el factor de fricción en 20% después de 3 años de un uso moderado.

Principios del flujo de fluidos compresibles en tuberías

La determinación exacta de la pérdida de presión de un fluido compresible que circula por una tubería requiere un conocimiento de la relación entre presión y volumen específico; esto no es fácil de determinar para cada problema particular. Los casos extremos considerados normalmente son el flujo adiabático ($P' V_a^{\gamma} =$ constante) y el flujo isotérmico ($P' V_a =$ constante). El flujo adiabático se supone que ocurre en tuberías cortas y bien aisladas. Esto es debido a que no se transfiere calor desde o hacia la tubería, excepto la pequeña cantidad de calor que se produce por fricción que se añade al flujo.

El flujo isotérmico o flujo a temperatura constante se considera que ocurre muy a menudo, en parte por conveniencia, o más bien, porque se acerca más a la realidad de lo que sucede en las tuberías. El caso extremo de flujo isotérmico sucede en las tuberías de gas natural. Dodge y Thompson[1] demuestran que el flujo de gas en tuberías aisladas está muy cerca del flujo isotérmico para presiones muy altas.

Como la relación entre presión y volumen puede adoptar cualquier otra forma ($P' V_a^n =$ constante) llamado flujo politrópico, la información específica en cada caso es prácticamente imposible.

La densidad de los gases y de los vapores varía considerablemente con la presión; por lo tanto, si la caída de presión entre P_1 y P_2 en la figura 1-6 es grande, la densidad y la velocidad cambian de manera significativa.

Cuando se trabaja con fluidos compresibles como aire, vapor de agua, etc., deben tenerse en cuenta las siguientes restricciones al utilizar la fórmula de Darcy:

1. Si la pérdida de presión calculada ($P_1 - P_2$) es menor que el 10% de la presión de entrada P_1, se obtiene una exactitud razonable si el volumen específico que se introduce en la fórmula se basa en las condiciones de entrada o en las condiciones de salida, cualesquiera que sean conocidas.

2. Si la caída de presión calculada ($P_1 - P_2$) es mayor que un 10% pero menor que un 40% de la presión de entrada P_1, la ecuación de Darcy puede aplicarse con razonable precisión utilizando el volumen específico basado en una media de las condiciones de entrada y de salida; de otra forma se puede utilizar el método que se menciona en la página 1-11.

3. Para pérdidas de presión mayores, como las que se encuentran a menudo en tuberías largas, deben utilizarse los métodos que se detallan en las páginas siguientes.

Ecuación para flujo totalmente isotérmico: El flujo de gases en tuberías largas se aproxima mucho a las condiciones isotérmicas. La pérdida de presión en tales tuberías es a menudo grande con relación a la presión de entrada, y la solución de este problema cae fuera de los límites de la ecuación de Darcy. Una determinación exacta de las características del flujo

Principios del flujo de fluidos compresibles en tuberías (continuación)

dentro de esta categoría puede hacerse utilizando la ecuación para flujo totalmente isotérmico.

Ecuación 1-6

$$w^2 = \left[\frac{A^2}{\bar{V}_1\left(\frac{fL}{D} + 2\log_e\frac{P'_1}{P'_2}\right)}\right]\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{P'_1}\right]$$

$$w^2 = \left[\frac{144\, g\, A^2}{\bar{V}_1\left(\frac{fL}{D} + 2\log_e\frac{P'_1}{P'_2}\right)}\right]\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{P'_1}\right]$$

Esta fórmula se desarrolla en base a las siguientes hipótesis:

1. Flujo isotérmico.
2. No se aporta ni se realiza trabajo mecánico sobre o por el sistema.
3. La velocidad de flujo o descarga permanece constante con el tiempo.
4. El gas responde a las leyes de los gases perfectos.
5. La velocidad puede ser representada por la velocidad media en una sección.
6. El factor de fricción es constante a lo largo de la tubería.
7. La tubería es recta y horizontal entre los puntos extremos.

Flujo compresible simplificado—Fórmula para tuberías de gas: En la práctica de la ingeniería de tuberías de gas se añade una hipótesis más a las anteriores.

8. La aceleración puede despreciarse por ser la tubería larga.

Entonces, la fórmula para la descarga en una tubería horizontal puede escribirse de la siguiente manera:

$$w^2 = \left[\frac{DA^2}{\bar{V}_1 fL}\right]\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{P'_1}\right]$$

Ecuación 1-7

$$w^2 = \left[\frac{144\, g\, DA^2}{\bar{V}_1 fL}\right]\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{P'_1}\right]$$

Esta es equivalente a la ecuación para flujo totalmente isotérmico, si la tubería es larga y también para tuberías maś cortas cuando la relación entre la pérdida de presión y la presión inicial es pequeña.

Como los problemas de flujo de gas se expresan normalmente en términos de metros cúbicos por hora (pies cúbicos por hora) en condiciones normales, es conveniente adaptar la ecuación 1-7 a estas unidades de la siguiente manera:

Ecuación 1-7a

$$q'_h = 1.361 \times 10^{-7}\sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{f L_m T S_g}\right] d^5}$$

$$q'_h = 114.2\sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{f L_m T S_g}\right] d^5}$$

Otras fórmulas usadas comúnmente para el flujo de fluidos compresibles en tuberías largas:

Fórmula de Weymouth[24]:

Ecuación 1-8

$$q'_h = 2.61 \times 10^{-8}\, d^{2.667}\sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{S_g L_m}\right]\frac{288}{T}}$$

$$q'_h = 28.0\, d^{2.667}\sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{S_g L_m}\right]\frac{520}{T}}$$

Fórmula de Panhandle[3] para tuberías de gas natural entre 6 y 24 pulgadas de diámetro y números de Reynolds entre 5 × 10⁶ a 14 × 10⁶ y $S_g = 0.6$:

Ecuación 1-9

$$q'_h = 2.044 \times 10^{-8}\, E\, d^{2.6182}\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{L_m}\right]^{0.5394}$$

$$q'_h = 36.8\, E\, d^{2.6182}\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{L_m}\right]^{0.5394}$$

El factor de eficiencia del flujo E se define como un factor tomado de la experiencia, y se supone normalmente que es 0.92 o 92% para las condiciones de operación promedio. En la página 3-4 se dan valores para E en otras condiciones de operación.

Nota: Las presiones P'_1 y P'_2 en todas las ecuaciones anteriores, se dan en newtons por metro cuadrado. En la página 3-4 aparecen las ecuaciones con las presiones en bars, p'_1 p'_2.

Comparación de fórmulas para flujo de fluidos compresibles en tuberías: Las ecuaciones 1-7 a 1-9 se derivan de la misma fórmula básica, pero difieren en la selección de datos usados para determinar los factores de fricción.

Principios del flujo de fluidos compresibles en tuberías (continuación)

Los factores de fricción, de acuerdo con el diagrama de Moody,[18] se utilizan normalmente con la fórmula simplificada para flujo compresible (Ecuación 1-7). Sin embargo, si los mismos factores de fricción de las fórmulas de Weymouth o Panhandle) se usan en la fórmula simplificada, se obtienen resultados idénticos.

El factor de fricción de Weymouth[24] se define como:

$$f = \frac{0.094}{d^{1/3}} \qquad f = \frac{0.032}{d^{1/3}}$$

Éste coincide con el factor de fricción de Moody para flujo completamente turbulento para tuberías de 20 pulgadas de diámetro interior. Sin embargo, los factores de fricción de Weymouth son mayores que los de Moody para pasos inferiores a 20 pulgadas y más pequeños para pasos superiores a 20 pulgadas.

El factor de fricción de Panhandle[3] se define como:

$$f = 0.0454 \left(\frac{d}{q'_h S_g}\right)^{0.1461}$$

$$f = 0.1225 \left(\frac{d}{q'_h S_g}\right)^{0.1461}$$

En la escala de flujos a que se limita la fórmula de Panhandle, se tienen factores de fricción inferiores a los obtenidos a partir de los datos de Moody así como para la fórmula de fricción de Weymouth. En consecuencia, los caudales obtenidos por la fórmula de Panhandle son normalmente mayores que los obtenidos por la fórmula simplificada para flujo compresible, con los factores de fricción de Moody o la fórmula de Weymouth.

En la página 4-18 se muestra un ejemplo sobre la variación de los caudales obtenidos al emplear estas fórmulas en condiciones específicas.

Flujo límite de gases y vapores: La característica no evidente en las fórmulas precedentes (Ecuaciones 1-4, y 1-6 a 1-9 inclusive), es que el caudal (kg/segundo) (lb/seg) en peso, de un fluido compresible que pasa por una tubería con una determinada presión en la entrada, se aproxima a un cierto valor máximo que no puede ser superado por más que se reduzca la presión en la salida.

La velocidad máxima de un fluido compresible en una tubería está limitada por la velocidad de propagación de una onda de presión que se mueve a la velocidad del sonido en el fluido. Como la presión decrece y la velocidad se incrementa a medida que el fluido se mueve corriente abajo por una tubería de sección constante, la velocidad máxima aparece en el extremo de salida de la tubería. Si la pérdida de presión es muy alta, la velocidad de salida coincide con la velocidad del sonido. Al reducir aún más la presión en la salida, no se detecta corriente arriba ya que la onda de presión sólo se mueve a la velocidad del sonido y la "señal" no se traslada corriente arriba. El "exceso" de caída de presión obtenido al reducir la presión en el exterior después de haber alcanzado el máximo de descarga se produce más allá del extremo de la tubería. Esta presión se disipa en ondas de choque y turbulencias del fluido salientes.

La velocidad máxima en una tubería es la velocidad sónica, expresada como:

Ecuación 1-10

$$v_s = \sqrt{\gamma RT} = \sqrt{\gamma P'\overline{V}}$$

$$v_s = \sqrt{kg\,RT} = \sqrt{kg\,144\,P'\overline{V}}$$

Donde γ, el cociente de los calores específicos a presión constante y a volumen constante, para la mayor parte de los gases diatómicos es 1.4; véanse las páginas A-14 y A-16 de los valores de γ para gases y vapor de agua respectivamente. Esta velocidad aparece en el extremo de salida o en una reducción de sección, cuando la caída de presión es muy alta. La presión, temperatura y el volumen específico son los que existen en el punto en cuestión. Cuando existe descarga de fluidos compresibles en el extremo de una tubería corta y de sección uniforme hacia un recinto de mayor sección, se considera que el flujo es adiabático. Esta hipótesis está soportada por información experimental en tuberías con longitudes de 220 y 130 diámetros que descarga aire a la atmósfera. La investigación completa del análisis teórico del flujo adiabático,[19] ha dado pie a establecer los factores de corrección que puedan aplicarse a la ecuación de Darcy bajo estas condiciones de flujo. Como estos factores de corrección compensan los cambios de las propiedades del fluido debido a la expansión del mismo, se identifican como factores netos de expansión Y; véase página A-40.

La fórmula de Darcy incluyendo el factor Y es:

Principios del flujo de fluidos compresibles en tuberías (continuación)

$$w = 1.111 \times 10^{-6}\, Yd^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K\bar{V}_1}}$$ **Ecuación 1-11***

$$w = 0.525\, Yd^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K\bar{V}_1}}$$

(En la página 2-10 se define el coeficiente de resistencia *K*)

Obsérvese que el valor de K en esta ecuación es el coeficiente de resistencia total de la tubería, incluyendo las pérdidas de entrada y salida cuando existan, así como las pérdidas debidas a válvulas y accesorios.

La caída de presión ΔP en la relación $\Delta P/P_1'$ que se usa para la determinación de Y en los diagramas de la página A-40 es la diferencia medida entre la presión de entrada y la presión del área mayor de sección transversal. En un sistema que descarga fluido compresible a la atmósfera, ΔP es igual a la presión manométrica de entrada, o bien la diferencia entre la presión absoluta de entrada y la presión atmosférica. El valor de ΔP también se usa en la ecuación 1-11, siempre que el factor Y esté dentro de los límites definidos por las curvas del factor de resistencia K en los diagramas de la página A-40. Cuando la razón $\Delta P/P_1'$, utilizando ΔP definida antes, quede fuera de los límites de las curvas K en los diagramas, se alcanza la velocidad sónica en el punto de descarga o en alguna reducción de sección de la tubería y los valores límites para Y y ΔP, que aparecen en las tabulaciones a la derecha de los diagramas en la página A-40 deben utilizarse en la ecuación 1-11.

La aplicación de la ecuación 1-11 y la determinación de los valores de K, Y y ΔP en la fórmula se demuestra con ejemplos en las páginas 4-20 y 4-22.

Los diagramas de la página A-40 se basan en las leyes generales para gases perfectos en condiciones de velocidad sónica en el extremo de salida; estos diagramas proporcionan resultados para todos los gases que sigan en forma aproximada las leyes de los gases perfectos.

El vapor de agua y los vapores se desvían de las leyes de los gases perfectos; por lo tanto, la aplicación del factor Y, que se obtiene en estos cuadros para estas descargas, suministrará caudales ligeramente mayores (hasta 5% aproximadamente) que los que se calculan sobre la base de velocidad sónica en el extremo de salida. Sin embargo, se obtiene más exactitud si se utilizan los cuadros para establecer la presión en la salida cuando existe velocidad sónica y las propiedades del fluido en estas condiciones de presión se utilizan en las ecuaciones de velocidad sónica y de continuidad (Ec. 3-8 y 3-2 respect.) para hallar el caudal.

Un ejemplo de este tipo de problema de descarga se presenta en la página 4-20.

Esta forma de flujo se compara con el flujo a través de toberas y tubos Venturi descritos en la página 2-19, cuyas soluciones de dichos problemas son similares.

*Véase en la página 3-5 la ecuación con la pérdida de presión (Δp) expresada en bars.

Vapor de agua
Comentarios generales

El agua, en condiciones atmosféricas normales, se encuentra en estado líquido. Cuando cierta cantidad de agua se calienta por un medio externo la temperatura del agua aumenta, notándose en la superficie pequeñas burbujas que se rompen y se forman continuamente. A este fenómeno se le llama "ebullición".

Existen tres etapas diferentes durante el proceso de conversión del agua a vapor. El agua debe de estar hirviendo antes de que se pueda formar el vapor, y el vapor sobrecalentado no puede formarse hasta que el vapor esté completamente seco.

En la primera etapa, el calor se aplica para incrementar la temperatura del agua hasta el punto de ebullición correspondiente a las condiciones de presión bajo las cuales se proporciona calor. El punto de ebullición se conoce normalmente como la temperatura de generación o saturación. La cantidad de calor requerido para subir la temperatura del agua desde 0°C hasta la temperatura de saturación se conoce como entalpía del agua o calor sensible.

En la segunda etapa se proporciona calor al agua hirviendo y, bajo condiciones de presión constante, el agua se convierte en vapor sin aumentar la temperatura. Esta es la fase de evaporación o de calor latente; en esta fase, con el vapor en contacto con el agua líquida, el vapor se encuentra en la condición conocida como saturado. Puede estar "seco" o "húmedo" dependiendo de las condiciones de generación. El vapor saturado "seco" es vapor libre de partículas de agua. Vapor saturado "húmedo" es el que contiene partículas de agua en suspensión. El vapor saturado a cualquier presión tiene una temperatura definida.

Si el agua se calienta en un recipiente cerrado que no esté completamente lleno, la presión aumenta después de que se empieza a formar vapor y este aumento provoca un incremento de temperatura.

La tercera etapa comienza cuando el vapor a una determinada presión se calienta por encima de la temperatura del vapor saturado a esa presión. El vapor se llama entonces sobrecalentado.

El calor es una de las formas de la energía y la unidad del SI para todas sus formas es el joule (J). Esta es una unidad muy pequeña y a menudo es conveniente utilizar el kilojoule (kJ) o su múltiplo mayor megajoule (MJ).

La unidad del SI de energía por unidad de masa es el joule por kilogramo (J/kg) o un múltiplo de esta unidad; en las tablas para vapor que se proporcionan en las páginas de la A-23 a A-35, se da información detallada sobre la entalpía específica del vapor en kilojoule por kilogramo (kJ/kg), para un límite amplio de condiciones de presión y temperatura. El dato de referencia es 0°C. A partir de la tabla de la página A-23 la entalpía específica (calor sensible) del agua a 1 bar absoluto es 417.5 kJ/kg y la entalpía específica de evaporación (calor latente) es 2557.9 kJ/kg. En consecuencia, el calor total o energía del vapor que se forma cuando el agua hierve a una presión de 1 bar es la suma de estas dos cantidades, es decir, 2 675.4 kJ/kg.

La relación entre un joule y la unidad térmica británica (Btu) se define por la ecuación:

$$1 \text{ Btu/lb} = 2.326 \text{ J/g} = 2.326 \text{ kJ/kg}$$

Flujo de fluidos en válvulas y accesorios

CAPÍTULO 2

Introducción

El capítulo precedente se refirió a la teoría y fórmulas usadas en el estudio del flujo de fluidos en tuberías. Ya que las instalaciones industriales en su mayor parte están constituidas por válvulas y accesorios, es necesario un conocimiento de su resistencia al paso de fluidos para determinar las características de flujo en un sistema de tuberías completo.

Muchos textos en hidráulica no contienen información sobre la resistencia al flujo en válvulas y accesorios, mientras otros presentan sólo unos comentarios al respecto. Al considerar la necesidad de contar con una información más completa y detallada sobre la resistencia al flujo en válvulas y accesorios, Crane Co. ha realizado pruebas exhaustivas en sus laboratorios de ingeniería y también ha patrocinado investigaciones en otros laboratorios; estas pruebas se han suplementado con un estudio completo de todos los datos publicados sobre el tema. El apéndice A contiene datos de estas pruebas y los resultados se han combinado, obteniéndose una base para el cálculo de la pérdida de presión en válvulas y accesorios.

En la tabla del factor "K" de las páginas A-46 a A-49, se dan las resistencias al flujo típicas de diversos componentes de los sistemas de tuberías.

Para el flujo en la zona de turbulencia completa, el nomograma de la página A-50 muestra la relación entre la longitud equivalente, en diámetros de tubería y en metros (en pies) de tubería, el coeficiente de resistencia K y el diámetro de la tubería.

En las páginas 2-10 a 2-13 se presentan comentarios sobre la longitud equivalente y el coeficiente de resistencia K, así como sobre el coeficiente de flujo C_v, que son métodos para calcular la pérdida de presión en válvulas y accesorios.

Tipos de válvulas y accesorios usados en sistemas de tuberías

Válvulas: La variedad en diseños de válvulas dificulta una clasificación completa.

Si las válvulas se clasificaran según su resistencia que ofrecen al flujo, las que presentan un paso directo del flujo, como las válvulas de compuerta, bola, macho y de mariposa pertenecen al grupo de baja resistencia; las que tienen un cambio en la dirección del flujo, como las válvulas de globo y angulares, están en el grupo de alta resistencia.

En las páginas A-36 y A-37 se ilustran fotografías de algunos diseños de las válvulas más usadas. En las páginas A-47 a A-49 se ilustran accesorios típicos, curvas de tuberías y válvulas.

Accesorios: Los acoplamientos o accesorios para conexión se clasifican en: de derivación, reducción, ampliación y desviación. Los accesorios como tes, cruces, codos con salida lateral, etc., pueden agruparse como accesorios de derivación.

Los conectores de reducción o ampliación son aquellos que cambian la superficie de paso del fluido. En esta clase están las reducciones y los manguitos. Los accesorios de desvío, curvas, codos, curvas en U, etc., son los que cambian la dirección de flujo.

Se pueden combinar algunos de los accesorios de la clasificación general antes mencionada. Además, hay accesorios como conexiones y uniones que no son resistentes al flujo, motivo por el cual no se consideran aquí.

Pérdida de presión debida a válvulas y accesorios

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por una tubería recta, larga y de diámetro constante, la configuración del flujo indicada por la distribución de la velocidad sobre el diámetro de la tubería adopta una forma característica. Cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección de la corriente en forma total o parcial, altera la configuración característica de flujo y ocasiona turbulencia, causando una pérdida de energía mayor de la que normalmente se produce en un flujo por una tubería recta. Ya que las válvulas y accesorios en una línea de tuberías alteran la configuración de flujo, producen una pérdida de presión adicional.

La pérdida de presión total producida por una válvula (o accesorio) consiste en:

1. La pérdida de presión dentro de la válvula.
2. La pérdida de presión en la tubería de entrada es mayor de la que se produce normalmente si no existe válvula en la línea. Este efecto es pequeño.
3. La pérdida de presión en la tubería de salida es superior a la que se produce normalmente si no hubiera válvula en la línea. Este efecto puede ser muy grande.

Desde el punto de vista experimental es difícil medir las tres caídas por separado. Sin embargo, su efecto combinado es la cantidad deseada y puede medirse exactamente con métodos bien conocidos.

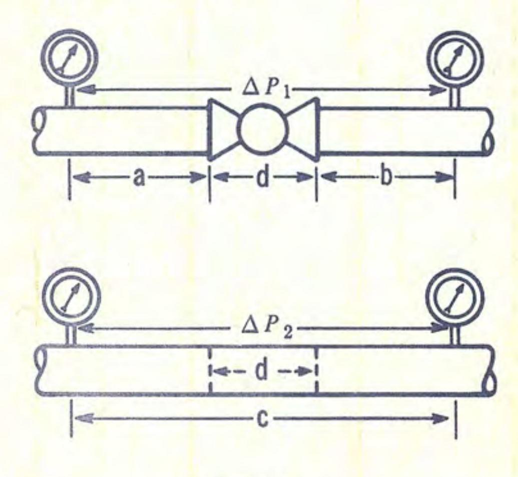


Figura 2-1

La figura 2-1 muestra dos tramos de tubería del mismo diámetro y longitud. El tramo superior contiene una válvula de globo. Si las pérdidas de presión ΔP_1 y ΔP_2 se miden entre los puntos indicados, se encuentra que ΔP_1 es mayor que ΔP_2.

En realidad, la pérdida debida a la válvula de longitud "d" es ΔP_1 menos la pérdida en un tramo de tubería con longitud "a + b". Las pérdidas, expresadas en función del coeficiente de resistencia "*K*" de varias válvulas y accesorios de las páginas A-46 a A-49, incluye la pérdida debida a la longitud de la válvula o accesorios.

Pruebas Crane sobre flujo de fluidos

Los laboratorios de ingeniería de Crane tienen equipo para llevar a cabo pruebas con agua, vapor de agua y aire, con diferentes tipos y tamaños de válvulas o accesorios. Aunque una detallada exposición de las diferentes pruebas realizadas está fuera del alcance de este libro, será de interés una breve descripción de algunos de los dispositivos.

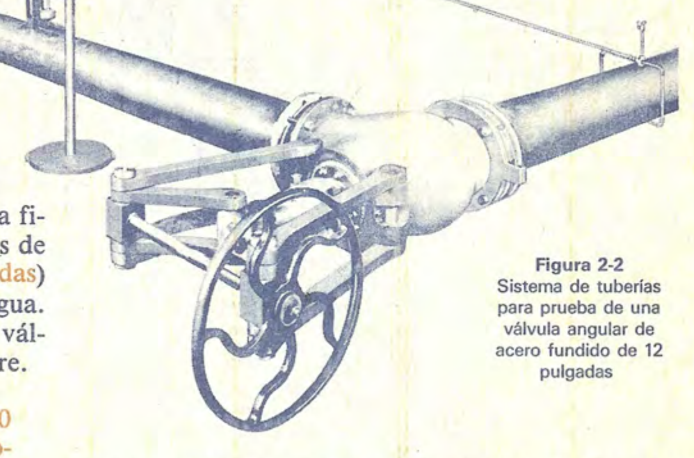


Figura 2-2
Sistema de tuberías para prueba de una válvula angular de acero fundido de 12 pulgadas

El sistema de tuberías para prueba demostrado en la figura 2-3 es único, ya que se pueden probar válvulas de compuerta, globo y angulares de 150 mm (6 pulgadas) o "codos de 90°" y "tes", con agua o con vapor de agua. La parte vertical del tramo angular permite probar válvulas angulares, de retención y de retención y cierre.

Se puede obtener vapor de agua saturado a 10 bar (150 psi),hasta un caudal de 50 000 kg/hora (100 000lb/hora).El vapor se estrangula hasta la presión deseada y su estado se determina en el contador, así como a la entrada y a la salida del dispositivo que se somete a prueba.

Para pruebas con agua, una bomba arrastrada por una turbina de vapor, suministra agua hasta 45 m^3/minuto por las tuberías de prueba.

La presión diferencial estática se mide mediante un manómetro conectado a anillos piezométricos situados en la entrada y a la salida de la posición de prueba 1 en el tramo angular o de la posición de prueba 2 en el tramo recto. El anillo piezométrico de salida para el tramo angular sirve como entrada para el tramo recto. La pérdida de presión para la tubería, medida entre los anillos piezométricos, se resta de la pérdida de presión del conjunto válvula y tubería hallándose la pérdida de presión debida sólo a la válvula.

Los resultados de algunas de estas pruebas llevadas a cabo en los laboratorios de ingeniería de Crane están reflejados en las figuras 2-4 a 2-7 que se pueden ver en las dos páginas siguientes.

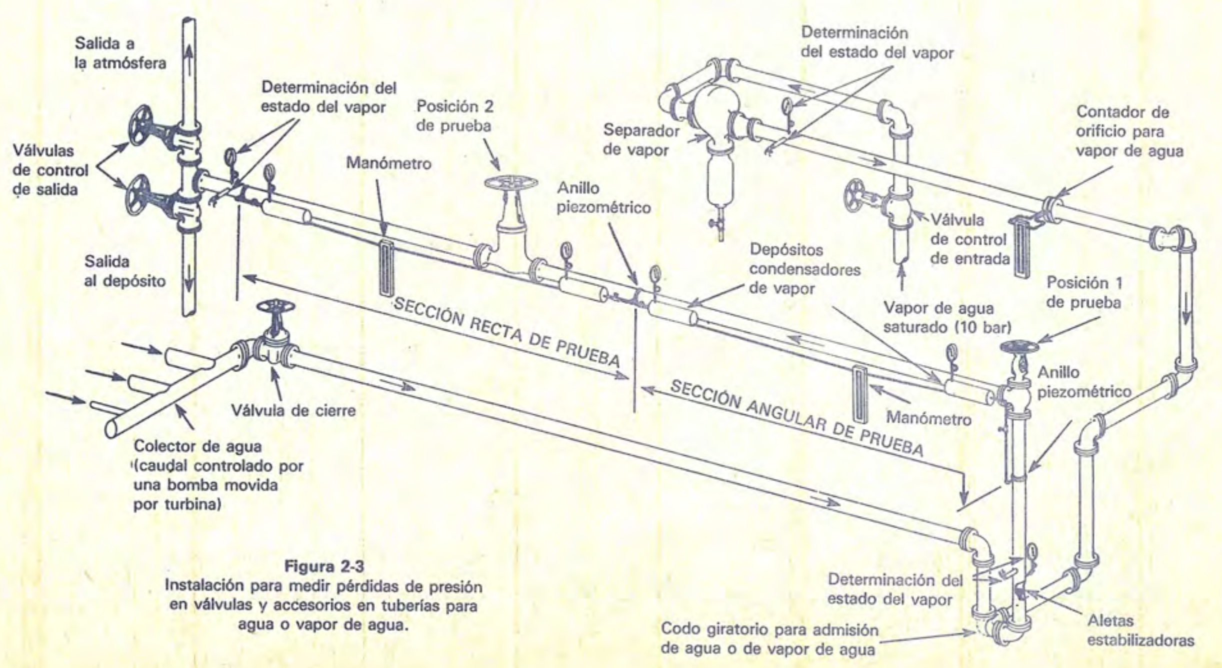
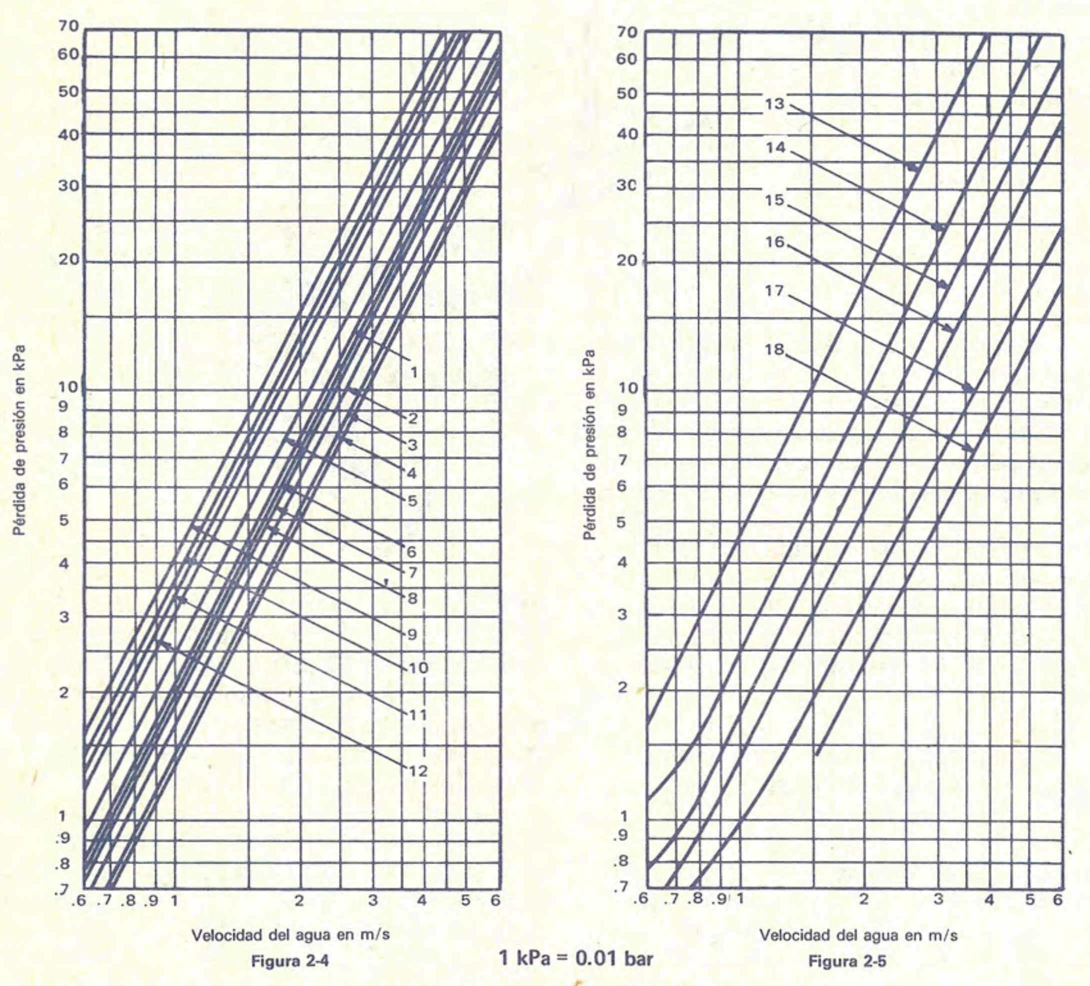


Figura 2-3
Instalación para medir pérdidas de presión en válvulas y accesorios en tuberías para agua o vapor de agua.

Pruebas hechas por Crane con agua



Velocidad del agua en m/s
Figura 2-4

1 kPa = 0.01 bar

Velocidad del agua en m/s
Figura 2-5

Pruebas con agua—Curvas 1 a 18

Fluido	No. de figura	No. de curva	Medida nominal pulg	Medida nominal mm	Tipo de válvula*
Agua	Figura 2-4	1	¾	20	Válvula de globo de hierro fundido, clase 150, modelo en Y, asiento plano
		2	2	50	
		3	4	100	
		4	6	150	
		5	1½	40	Válvula angular de bronce, clase 150 con obturador de anillo recambiable, asiento plano
		6	2	50	
		7	2½	65	
		8	3	80	
		9	1½	40	Válvula de globo convencional de bronce, clase 150, con obturador de anillo recambiable, asiento plano
		10	2	50	
		11	2½	65	
		12	3	80	
	Figura 2-5	13	⅜	10	Válvula de retención (check) oscilante, de bronce, clase 200
		14	½	15	
		15	¾	20	
		16	1¼	32	
		17	2	50	
		18	6	150	Válvula de retención (check) oscilante, cuerpo de hierro, clase 125

*Excepto para válvulas de retención (check) a velocidades bajas, donde las gráficas (14 a 17) se curvan, todas las válvulas se probaron con el obturador completamente abierto.

Pruebas hechas por Crane con agua

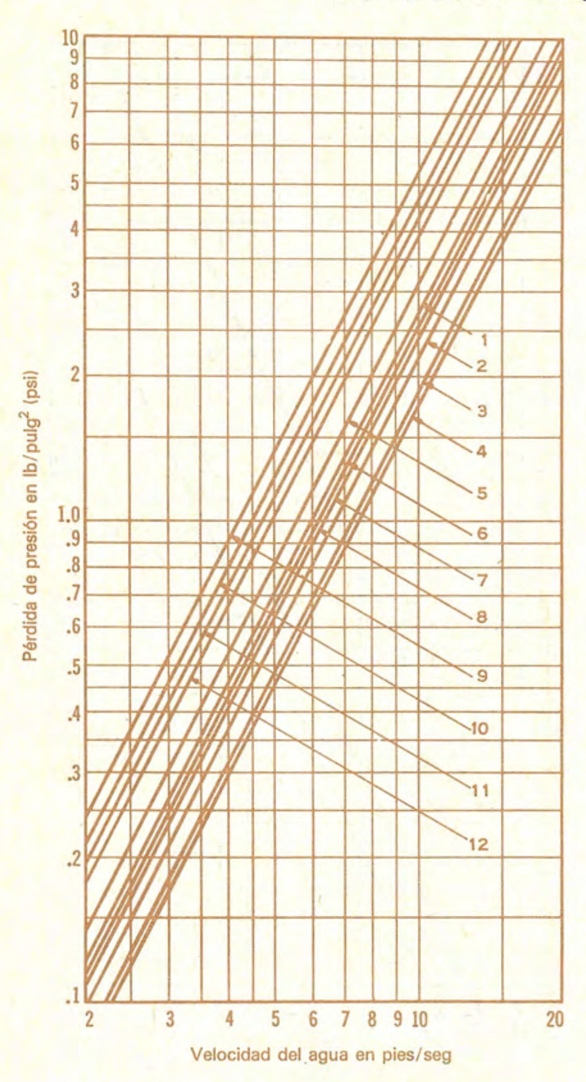


Figura 2-4a

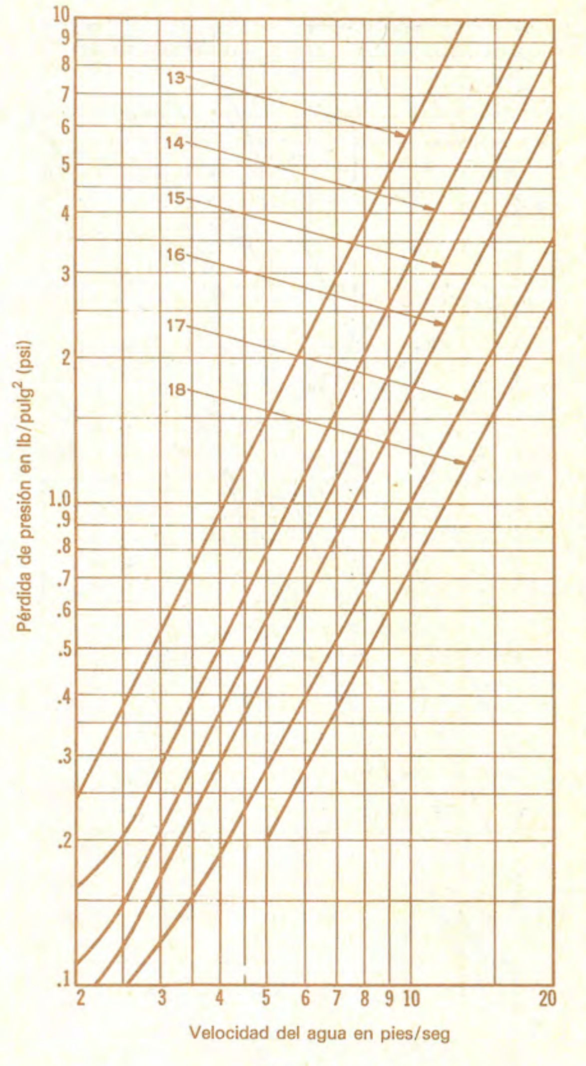


Figura 2-5a

Pruebas hechas por Crane con vapor de agua

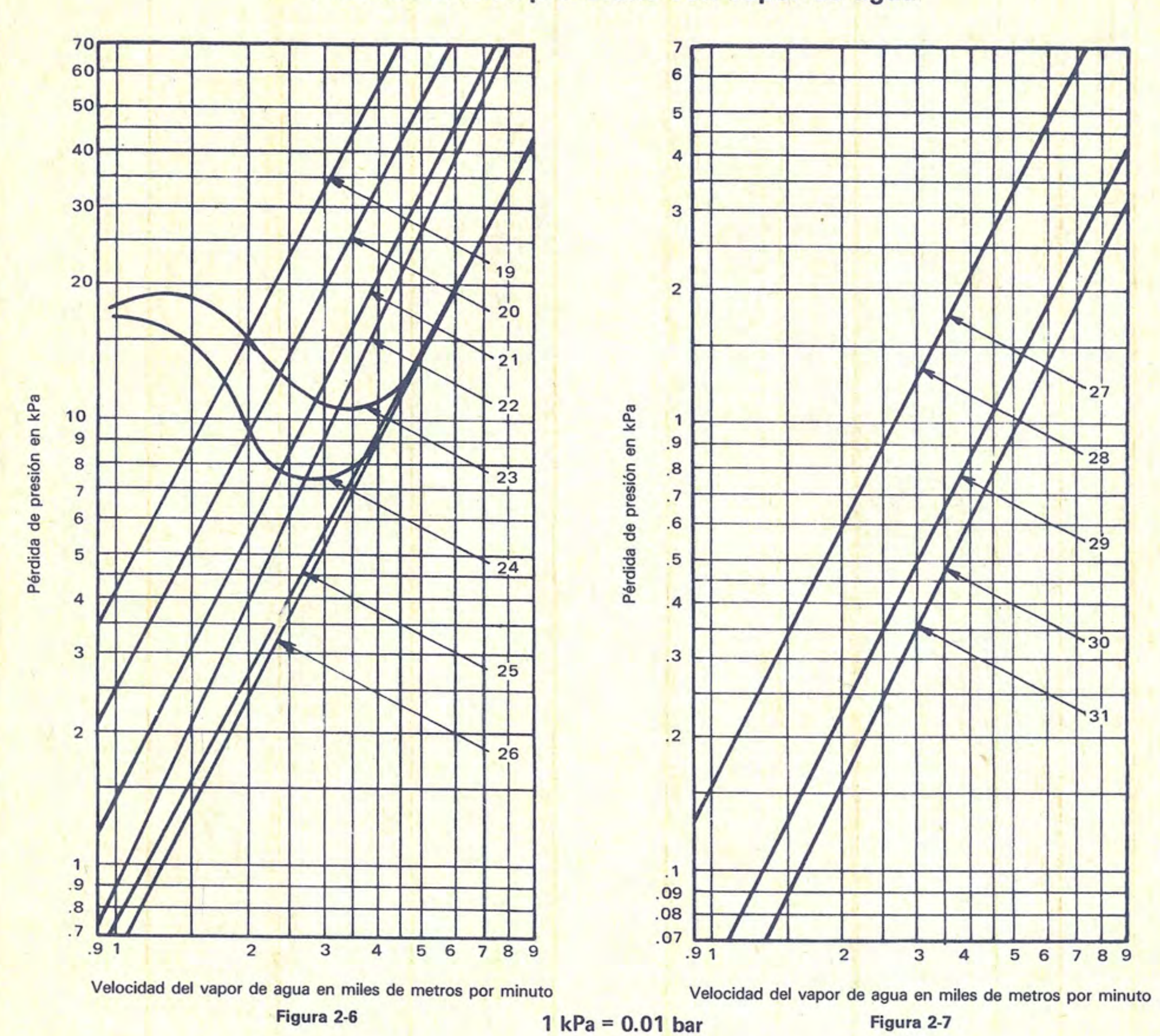


Figura 2-6

1 kPa = 0.01 bar

Figura 2-7

Pruebas con vapor de agua — Curvas 19 a 31

Fluido	No. de Figura	Curva No.	Medida nominal Pulg	mm	Tipo de válvula* o accesorio
Vapor de agua saturado 3·5 bar manométrico 50 psi manométrico	Figura 2-6	19	2	50	Válvula de globo conv. de bronce, clase 300 ....Globo cónico tipo
		20	6	150	Válvula de globo conv. de acero, clase 300 ...Asiento cónico tipo macho
		21	6	150	Válvula angular de acero, clase 300 ....Asiento cónico tipo macho
		22	6	150	Válvula angular de acero, clase 300 ....Asiento esférico o cónico
		23	6	150	Válvula de retención y cierre angular de acero, clase 600
		24	6	150	Válvula de ret. y cierre de asiento, modelo en Y, de acero, clase 600
		25	6	150	Válvula angular de acero, clase 600
		26	6	150	Válvula de globo, modelo en Y, de acero, clase 600
	Figura 2-7	27	2	50	Codo de 90° de pequeño radio para usar con tuberías de cédula 40.
		28	6	150	Codo convencional de 90° con bridas de hierro fundido, clase 250
		29	6	150	Válvula de compuerta de acero, clase 600
		30	6	150	Válvula de compuerta de hierro fundido, clase 125
		31	6	150	Válvula de compuerta de acero, clase 150

*Excepto para válvulas de retención a velocidades bajas donde las gráficas (23 y 24) se curvan, todas las válvulas se probaron con el obturador completamente abierto.

Pruebas hechas por Crane con vapor de agua

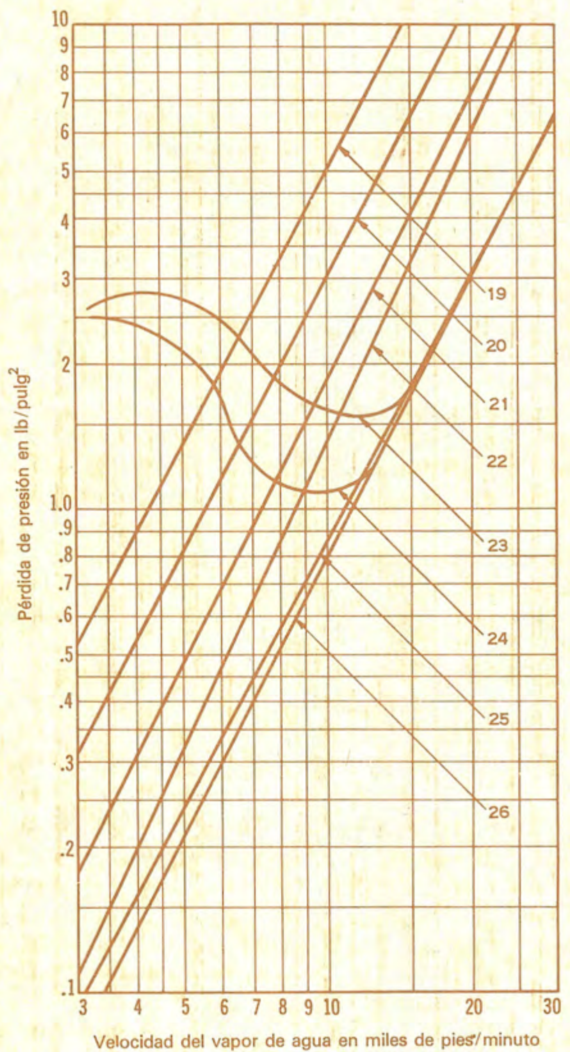


Figura 2-6a

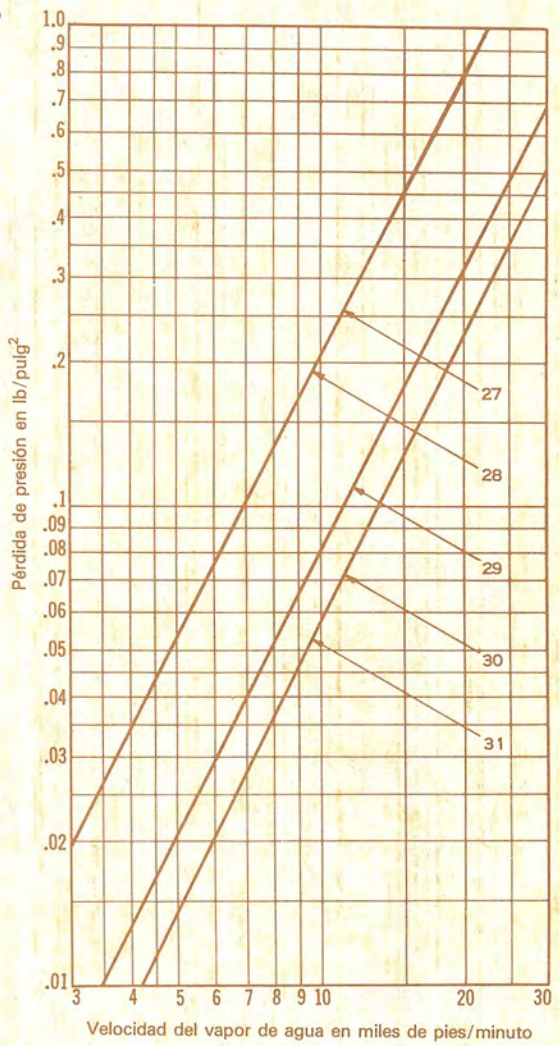


Figura 2-7a

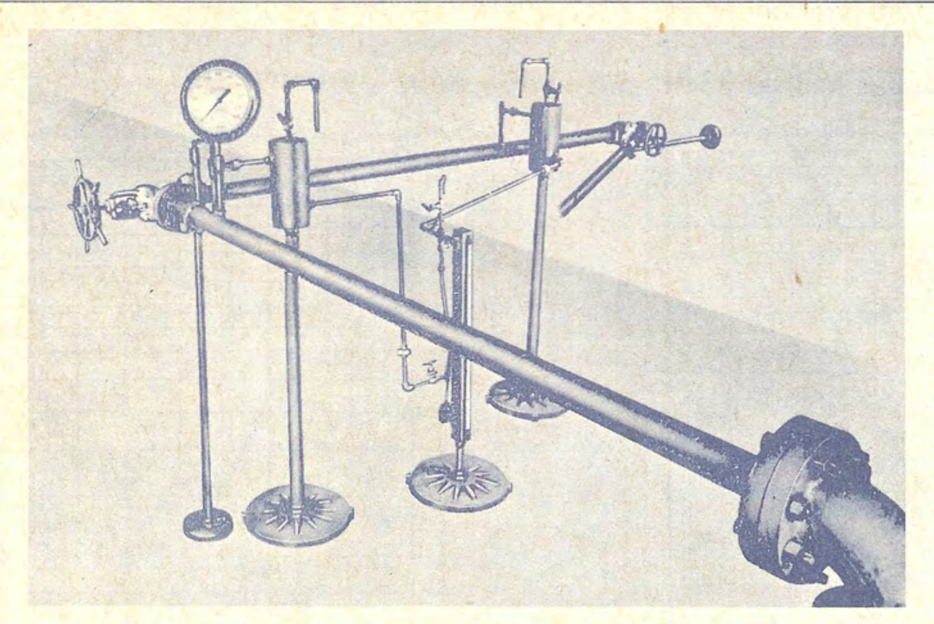


Figura 2-8
Sistema de tuberías para prueba de válvulas angulares de acero fundido de 2.5 pulgadas (65 mm).

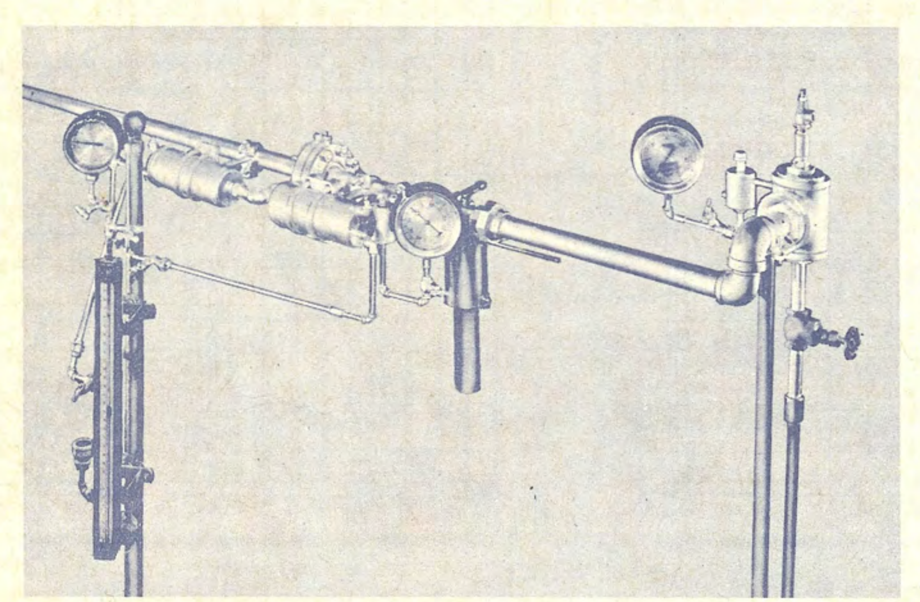


Figura 2-9
Prueba de funcionamiento con vapor de agua en válvulas de seguridad de bronce de 0.5 pulgadas (15 mm).

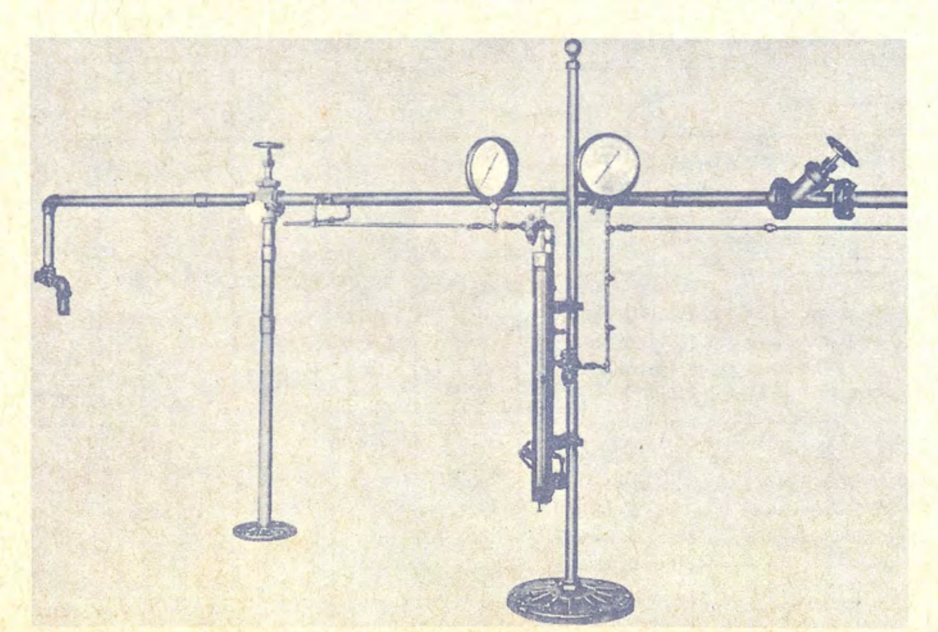


Figura 2-10
Sistema de tuberías para prueba de válvulas de globo en Y, de acero, de 2 pulgadas (50 mm).

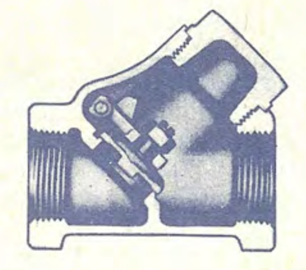
Relación entre la pérdida de presión y la velocidad de flujo

Muchos experimentos han demostrado que la pérdida de presión debida a válvulas y accesorios es proporcional a la velocidad elevada a un exponente constante. Cuando la caída de presión o pérdida de presión se grafica contra la velocidad en coordenadas logarítmicas, la curva resultante es por tanto una línea recta. En el régimen de flujo turbulento, el valor del exponente de v se ha encontrado que varía aproximadamente entre 1.8 y 2.1 para diferentes diseños de válvulas y accesorios. Sin embargo, en todos los casos prácticos, se acepta que la caída de presión o pérdida de presión debida al flujo de fluidos de régimen turbulento en válvulas y accesorios varía con el cuadrado de la velocidad.

Esta relación entre pérdida de presión y velocidad es válida para válvulas de retención, sólo si hay flujo suficiente para mantener el obturador abierto. El punto de desviación de la línea recta en las curvas obtenidas en los ensayos, como se ilustra en las figuras 2-5 y 2-6, define las condiciones de flujo necesarias para sostener el obturador de una válvula de retención en la posición de total apertura.

La mayor parte de las dificultades encontradas con las válvulas de retención, así como de obturador ascendente y oscilante, son debidas a un sobredimensionamiento que origina funcionamiento ruidoso y desgaste prematuro de las partes móviles.

Al volver a la figura 2-6, se nota que la velocidad del vapor de agua saturado a 3.5 bar (50 psig), en el punto donde las dos curvas dejan de ser una línea recta, es de 4000 a 4500 metros/minuto (14 000 a 15 000 pie/min). Las velocidades inferiores no son suficientes para levantar el obturador en toda su carrera y mantenerlo en una posición estable contra los topes originando un incremento en la caída de presión, como se indica en las curvas. Bajo estas condiciones el obturador oscila con menores variaciones del flujo, causando funcionamiento ruidoso y desgaste rápido de las partes móviles en contacto.



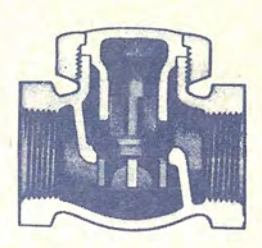


Figura 2-11

Válvula de retención de obturador oscilante en Y — Válvula de retención con obturador ascendente

La velocidad mínima requerida para levantar el obturador hasta la posición estable y de total apertura, ha sido determinada en pruebas para varios tipos de válvulas de retención, pie, retención y de cierre, se facilita en la tabla del factor "*K*" (véanse páginas A-46 a A-49). Se expresa en términos de un número constante de veces la raíz cuadrada del volumen específico del fluido que circula, haciéndola aplicable para su utilización con cualquier fluido.

El dimensionamiento de las válvulas de retención, de

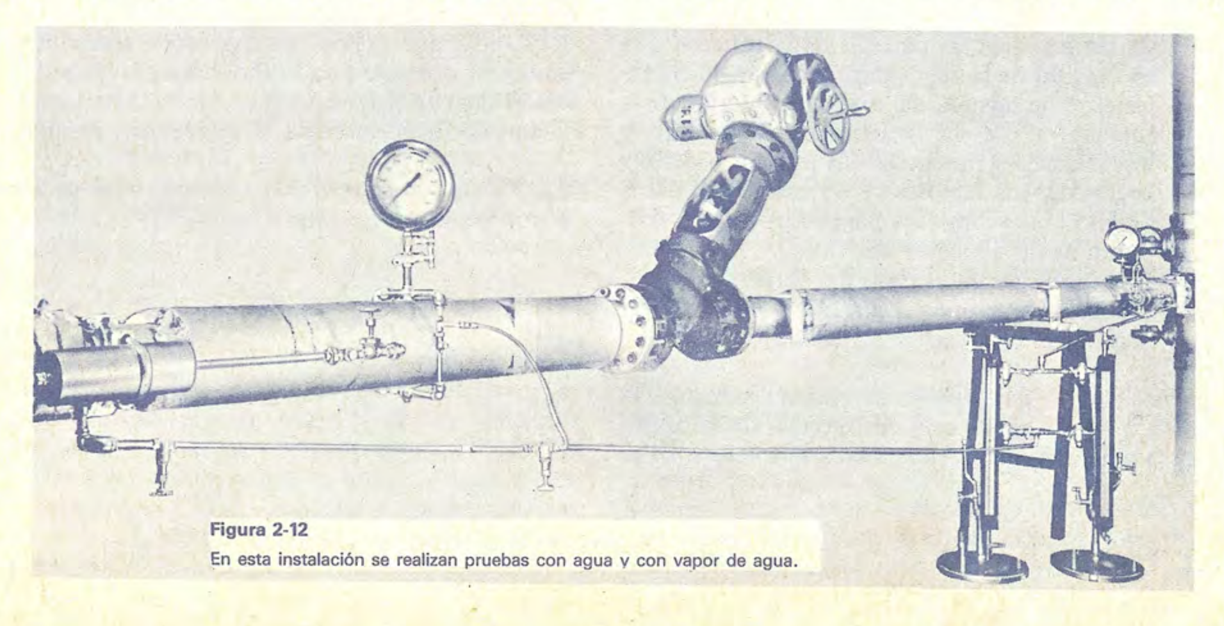


Figura 2-12

En esta instalación se realizan pruebas con agua y con vapor de agua.

Relación entre la pérdida de presión y la velocidad de flujo (continuación)

acuerdo con la velocidad mínima especificada para el levantamiento total del obturador, a menudo resultará en válvulas de paso menor que la tubería en la que están instaladas; sin embargo, la caída de presión real será, si acaso, un poco mayor que la de la válvula de paso total que se use en otra posición que no sea la de total apertura. Las ventajas son una vida más larga y un funcionamiento más suave de la válvula. Las pérdidas debidas a estrechamientos y ensanchamientos repentinos o graduales que aparezcan en tales instalaciones con casquillos, bridas reductoras, o reductores cónicos, se pueden calcular fácilmente a partir de los datos suministrados en la tabla del factor "*K*".

Coeficiente de resistencia *K*, longitud equivalente *L/D* y coeficiente de flujo

Existen datos sobre pruebas de pérdida de presión para una amplia variedad de válvulas y accesorios, fruto del trabajo de muchos investigadores. Se han realizado estudios en este campo por los laboratorios de Crane; sin embargo, debido al tiempo y costo de tales pruebas, en la práctica es imposible obtener datos de pruebas de cada medida, tipo de válvula y conexión.

Por lo anterior, es deseable proporcionar medios confiables de extrapolación de la información disponible sobre pruebas para abarcar aquellos elementos que no han sido o no pueden ser probadas con facilidad. Los conceptos que a menudo se usan para llevar a cabo esto son la "longitud equivalente *L/D*", "coeficiente de resistencia *K*", y "coeficiente de flujo C_v o K_v".

Las pérdidas de presión en un sistema de tuberías se deben a varias características del sistema, que pueden clasificarse como sigue:

1. Rozamiento en las paredes de la tubería, que es función de la rugosidad de la superficie interior de la misma, del diámetro interior de la tubería y de la velocidad, densidad y viscosidad del fluido. En las páginas 1-8 y 1-9 se trata de los factores de fricción. Para datos de fricción, véanse las páginas A-41 a A-45.
2. Cambios de dirección del flujo.
3. Obstrucciones en el paso del flujo.
4. Cambios repentinos o graduales en la superficie y contorno del paso del flujo.

La velocidad en una tubería se obtiene mediante la presión o altura estática, y el descenso de la altura estática o pérdida de presión debida a la velocidad es

$$h_L = \frac{v^2}{2g_n}$$ **Ecuación 2-1**

que se define como "altura de velocidad". El flujo por una válvula o accesorio en una línea de tubería causa también una reducción de la altura estática, que puede expresarse en función de la altura de velocidad. El coeficiente de resistencia *K* en la ecuación,

$$h_L = K \frac{v^2}{2g_n}$$ **Ecuación 2-2**

se define como la pérdida de altura de velocidad para una válvula o accesorio. Está siempre asociado con el diámetro al cual se refiere la velocidad. En la mayor parte de las válvulas o accesorios las pérdidas por fricción (punto 1 de los mencionados), a lo largo de la longitud real de flujo, son mínimas comparadas con las debidas a uno o más de los otros tres puntos mencionados.

Por ello, el coeficiente de resistencia *K* se considera independiente del factor de fricción y del número de Reynolds, que puede tratarse como constante para cualquier obstáculo dado (por ejemplo, válvula o accesorio) en un sistema de tuberías bajo cualquier condición de flujo, incluida la de régimen laminar.

La misma pérdida para una tubería recta se expresa por la ecuación de Darcy:

$$h_L = \left(f \frac{L}{D}\right) \frac{v^2}{2g_n}$$ **Ecuación 2-3**

De donde resulta que:

$$K = \left(f \frac{L}{D}\right)$$ **Ecuación 2-4**

Coeficiente de resistencia *K*, longitud equivalente *L/D* y coeficiente de flujo (continuación)

La relación *L/D* es la longitud equivalente en diámetros de tubería recta que causa la misma pérdida de presión que el obstáculo, en las mismas condiciones de flujo. Ya que el coeficiente de resistencia *K* es constante para cualquier condición de flujo, el valor de *L/D* para cualquier válvula o accesorio dados, debe variar de modo inverso al cambio del factor de fricción para las condiciones diferentes de flujo.

El coeficiente de resistencia *K*, en teoría es una constante para todas las medidas de un cierto diseño o línea de válvulas y accesorios, si todas las medidas fueran geométricamente similares. Sin embargo, la similitud geométrica es difícil que ocurra; si lo fuera, es porque el diseño de válvulas y accesorios se rige por costos de fabricación, normas, resistencia estructural y otras consideraciones.

Un ejemplo de falta de similitud geométrica se muestra en la figura 2-13, donde un codo estándar de 300 mm (12 pulgadas) se ha dibujado a escala 1/6 para comparar con otro codo estándar de 50 mm (2 pulgadas), de modo que los diámetros de sus orificios sean iguales. Si el paso del flujo en dos accesorios dibujados a estas escalas fueran idénticos, debe existir similitud geométrica; además la rugosidad relativa de las superficies tiene que ser similar.

La figura 2-14 se basa en un análisis de datos de varias pruebas de diferentes fuentes. Los coeficientes *K* relacionadas con la medida, para varias líneas de válvulas y accesorios, son presentados en una tabla. Se observa que las curvas *K* presentan una tendencia definida siguiendo la misma inclinación que la curva *f*(*L/D*) para tuberías rectas y nuevas de acero comercial, en condiciones de flujo que den un factor de fricción constante. Es probable que la coincidencia del efecto de la no similitud geométrica sobre el coeficiente de resistencia *K* entre diferentes pasos de la misma línea de válvulas o accesorios sea similar a la rugosidad relativa o medida de la tubería del factor de fricción.

Basado en la evidencia que presenta la figura 2-14, puede decirse que el coeficiente de resistencia *K*, para una línea dada de válvulas o accesorios, tiende a variar con la medida, como sucede con el factor de fricción *f*, para tuberías rectas y nuevas de acero comercial, en condiciones de flujo que den un factor de fricción constante, y que la longitud equivalente *L/D* tiende hacia una constante para las diversas medidas de una cierta línea de válvulas o accesorios en las mismas condiciones de flujo.

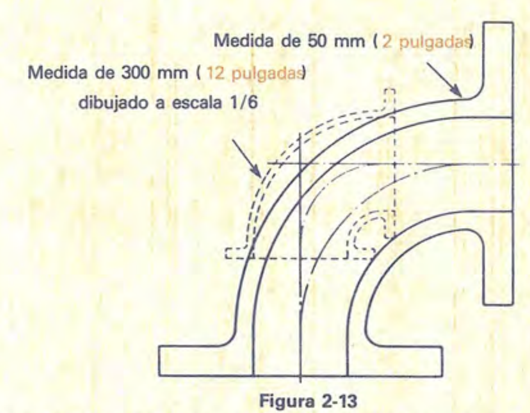


Figura 2-13
Falta de similitud geométrica entre codos con bridas de hierro fundido de 50 mm (2 pulgadas) y 300 mm (12 pulgadas).

Al tener en cuenta esta relación, en las páginas A-46 a A-49 se dan los coeficientes de resistencia *K* para cada tipo de válvula o accesorio que se ilustran. Estos coeficientes se dan como el producto del factor de fricción para la medida deseada de tubería nueva de acero comercial y flujo en la zona de turbulencia completa, por una constante, que representa la longitud equivalente *L/D* de la válvula o accesorio en diámetros de tubería para las mismas condiciones de flujo, basados en datos de pruebas. Esta longitud equivalente, o constante, es válida para todas las medidas del tipo de válvula o accesorio con el cual se identifica.

Los factores de fricción para tuberías nuevas de acero comercial con flujo en la zona de turbulencia completa (f_T) para pasos nominales de 1/2 a 24 pulgadas (15 a 600 mm), están tabulados al comienzo de la tabla del factor "*K*" (página A-46) para facilitar la conversión de expresiones algebraicas de *K* en cantidades aritméticas.

Hay algunas resistencias al flujo en tuberías, tales como estrechamientos y ensanchamientos repentinos y graduales, entradas y salidas de tubería, que tienen similitud geométrica entre pasos. Los coeficientes de resistencia (*K*) para estos elementos son por ello independientes del paso como lo indica la ausencia de un factor de fricción en los valores dados en la tabla del factor "*K*".

Como se dijo antes, el coeficiente de resistencia *K* está siempre asociado al diámetro por el que se establece la velocidad, según el término $v^2/2g_n$. Los valores en la tabla del factor "*K*" están asociados con el diámetro interno de los siguientes números de cédula de tubería para las diversas clases ANSI de válvulas y accesorios.

Coeficiente de resistencia *K*, longitud equivalente *L/D* y coeficiente de flujo (continuación)

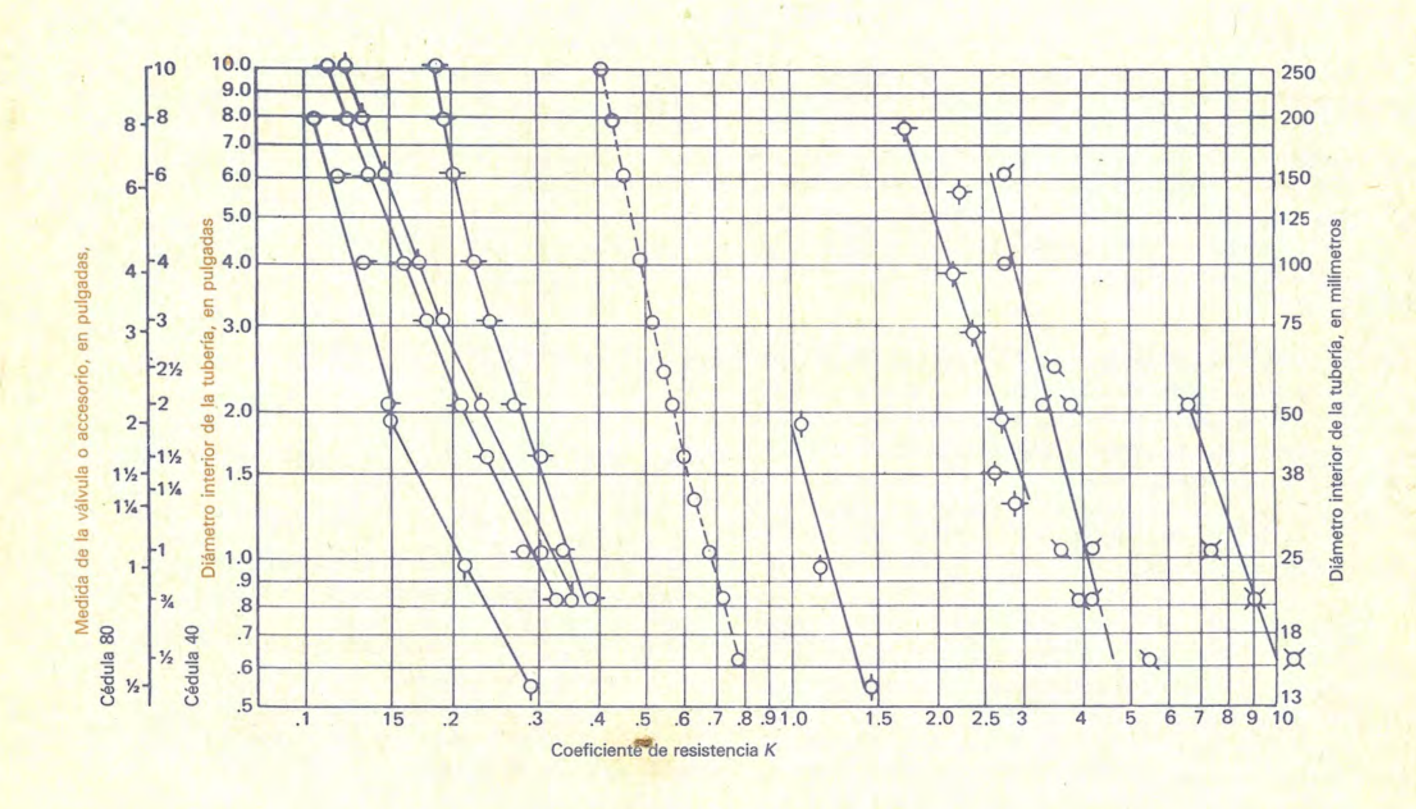


Figura 2-14. Variaciones del coeficiente de resistencia K $(= f\ L/D)$ **con la medida**

Símbolo		Producto probado	Autoridad
O	—	Tubería de Cédula 40 de 30 diámetros de longitud ($K = 30\ f_T$)*	Moody A.S.M.E. Trans., Nov. 1944
O-	—	Válvulas de compuerta de cuña con cuerpo de hierro, clase 125	Univ. of Wisc. Exp. Sta. Bull., Vol. 9, No. 1, 1922
ϙ	—	Válvulas de compuerta de cuña, de acero, clase 600	Crane Tests
-O	—	Curvas de tubería de 90 grados, $R/D = 2$	Pigott A.S.M.E. Trans., 1950
ȯ	—	Curvas de tubería de 90 grados, $R/D = 3$	Pigott A.S.M.E. Trans., 1950
-O-	—	Curvas de tubería de 90 grados, $R/D = 1$	Pigott A.S.M.E. Trans., 1950
ϕ	—	Válvulas de compuerta de cuña, con globo reducido, de acero, clase 600	Crane Tests
-ϕ-	—	Válvulas de compuerta Clase 300 de acero con jaula de bola de Venturi	Crane-Armour Tests
ơ	—	Válvulas de globo en Y, con cuerpo de hierro, clase 125	Crane-Armour Tests
ꝗ	—	Válvulas angulares, de bronce, clase 125, con obturador de anillo recambiable	Crane Tests
¤	—	Válvulas de globo, de bronce, clase 125, con obturador de anillo recambiable	Crane Tests

*f_T = factor de rozamiento para flujo en la zona de turbulencia completa: véase página A-46.

Clase 300 e inferiores	Cédula 40
Clase 400 y 600	Cédula 80
Clase 900	Cédula 120
Clase 1500	Cédula 160
Clase 2500 (de 1/2" a 6")	XXS
Clase 2500 (de 8 pulgadas y superiores)	Cédula 160

Cuando el coeficiente de resistencia *K* se usa en la ecuación del flujo 2-2, o en cualquiera de sus formas equivalentes dadas en el capítulo 3 como las ecuaciones 3-13, 3-15, 3-18 y 3-19, la velocidad y las dimensiones de los diámetros internos usados en la ecuación deben basarse en las dimensiones de estos números de cédula, cualquiera que sea la tubería en donde pueda ser instalada la válvula.

Otro procedimiento que conduce a resultados idénticos para la ecuación 2-2 es ajustar *K* en proporción a la cuarta potencia de la relación de diámetros y

Coeficiente de resistencia *K*, longitud equivalente *L/D* y coeficiente de flujo (continuación)

basar los valores de la velocidad o diámetro en el diámetro interno de la tubería a que se conecte.

$$K_a = K_b\left(\frac{d_a}{d_b}\right)^4$$

Ecuación 2-5

El subíndice "*a*" define *K* y *d* con referencia al diámetro interno de la tubería en cuestión.

El subíndice "*b*" define *K* y *d* con referencia al diámetro interno de la tubería en donde se establecieron los valores de *K*, según la lista precedente de números de cédula de tuberías y que son datos conocidos.

Cuando un sistema de tuberías contiene tuberías, válvulas o accesorios de varios diámetros, la ecuación 2-5 puede expresar todas las resistencias en función de un solo diámetro. En este caso, el subíndice "*a*" se refiere al diámetro con respecto al que se expresan todas las resistencias, y el subíndice "*b*" se refiere a cualquier otro diámetro del sistema. Para un problema tipo, véase el ejemplo 4-14.

En la industria de fabricación de válvulas, sobre todo en relación con válvulas de control, es conveniente expresar la capacidad de la válvula y las características del flujo de la válvula en función de un coeficiente de flujo; en Estados Unidos y Gran Bretaña, el coeficiente de flujo que se usa se designa como C_v y se define por:

C_v = caudal de agua en galones de E.U.A. o imperiales por minuto, a 60°F (15.6°C) que produce una pérdida de presión de una libra por pulgada cuadrada en la válvula. (Véase la ecuación 3-15 en la página 3-6.)

Otro coeficiente usado en algunos países, particularmente en Europa, es K_v y se define así:

K_v = caudal de agua en metros cúbicos por hora (m^3/h) que produce una pérdida de presión de un kilogramo fuerza por centímetro cuadrado (kgf/cm^2) en la válvula.

Un kgf/cm^2 es igual a 0.980665 bar (exactamente) y también se usa el nombre de kilopondio (kp) en lugar de kilogramo fuerza, es decir, 1 kp/cm^2 = 1 kgf/cm^2.

Cuando se preparó este libro no había un acuerdo internacional para la definición de un coeficiente de flujo en unidades del SI. La capacidad del caudal líquido en unidades métricas se expresa mediante un C_v definido antes. Por ejemplo,

$$C_v = 0.0694\ Q\sqrt{\frac{\rho}{\Delta p\ (999)}} \quad \text{(en galones de E.U.A.)}$$

en donde:

Q = es la razón de flujo, litros/min
ρ = densidad del fluido, kg/m^3
Δp = bar

Condiciones de flujo laminar

En las instalaciones de tuberías, el flujo cambia de régimen laminar a turbulento dentro de límites del número de Reynolds de 2000 a 4000, definidos en las páginas A-43 a A-45 como la zona crítica. El número de Reynolds crítico inferior, es 2000, que se reconoce por lo general como el límite superior al aplicar la ley de Poiseuille para flujo laminar en tuberías rectas,

Ecuación 2-6

$$h_L = 3263\left(\frac{\mu L v}{d^2\rho}\right) \qquad h_L = 0.0962\left(\frac{\mu L v}{d^2\rho}\right)$$

que es idéntica a la ecuación 2-3, al introducir el valor del factor de fricción para un flujo laminar $f = 64/R_e$. El flujo laminar con números de Reynolds superiores a 2000 es inestable, y la zona crítica y límite inferior de la zona de transición, mezcla turbulenta y movimiento laminar, pueden alternarse de modo imprevisto.

La ecuación 2-2 ($h_L = Kv^2/2g_n$) es válida para calcular la pérdida de presión en válvulas y accesorios para todas las condiciones de flujo, incluyendo flujo laminar, usando el coeficiente de resistencia *K* dado en la tabla del factor "*K*". Cuando esta ecuación se utiliza para determinar las pérdidas en tubería recta, es necesario calcular el número de Reynolds estableciendo así el factor de fricción *f* y usándolo para determinar el valor del coeficiente de resistencia *K* de la tubería, según la ecuación 2-4 ($K = fL/D$). Véanse los ejemplos en las págs. 4-6 a 4-8.

Estrechamientos y ensanchamientos

La resistencia al flujo debida a ensanchamientos bruscos puede expresarse por,

$$K_1 = \left(1 - \frac{d_1^2}{d_2^2}\right)^2 \qquad \text{Ecuación 2-7}$$

y la resistencia debida a estrechamientos bruscos, por,

$$K_1 = 0.5\left(1 - \frac{d_1^2}{d_2^2}\right) \qquad \text{Ecuación 2-8}$$

los subíndices 1 y 2 definen los diámetros interiores de las tuberías pequeña y grande respectivamente.

Es conveniente identificar la relación de diámetros de tuberías pequeña y grande con la letra griega β (beta). Al usar esta notación, las ecuaciones pueden escribirse:

Ensanchamiento brusco

$$K_1 = (1 - \beta^2)^2 \qquad \text{Ecuación 2-7.1}$$

Estrechamiento brusco

$$K_1 = 0.5(1 - \beta^2) \qquad \text{Ecuación 2-8.1}$$

La ecuación 2-7 se deduce de la ecuación de los momentos, junto con la ecuación de Bernoulli. La ecuación 2-8 se deduce de la ecuación 2-7 y de la ecuación de continuidad, con una aproximación de los coeficientes de contracción determinados por Julius Weisbach.

El valor del coeficiente de resistencia en términos de la tubería más grande, se halla dividiendo las ecuaciones 2-7 y 2-8 por β

$$K_2 = \frac{K_1}{\beta^4} \qquad \text{Ecuación 2-9}$$

Las pérdidas debidas a ensanchamientos graduales en tuberías fueron investigadas por A.H. Gibson,[29] y se expresan mediante un coeficiente, C_e, aplicado a la ecuación 2-7. Los valores medios aproximados de los coeficientes de Gibson para los diferentes ángulos del cono de divergencia, θ, se definen por:

$$\text{Para } \theta \lesseqqgtr 45° \ldots\ldots\ldots C_e = 2.6 \,\text{sen}\, \frac{\theta}{2} \qquad \text{Ecuación 2-10}$$

$$\text{Para } 45° < \theta \lesseqqgtr 180° \ldots C_e = 1 \qquad \text{Ecuación 2-10.1}$$

Las pérdidas por estrechamientos graduales en tuberías se establecieron a partir del análisis de los datos de las pruebas realizadas por Crane, usando la misma base de la de Gibson para ensanchamientos graduales, o sea proporcionar un coeficiente de estrechamiento C_c para aplicarlo en la ecuación 2-8. Los valores medios aproximados de estos coeficientes de los diferentes ángulos del cono de convergencia θ, se definen mediante:

$$\text{Para } \theta \lesseqqgtr 45° \ldots\ldots\ldots C_c = 1.6 \,\text{sen}\, \frac{\theta}{2} \qquad \text{Ecuación 2-11}$$

$$\text{Para } 45° < \theta \lesseqqgtr 180° \ldots C_c = \sqrt{\text{sen}\, \frac{\theta}{2}} \qquad \text{Ecuación 2-11.1}$$

El coeficiente de resistencia K para ensanchamientos y estrechamientos bruscos y graduales, expresados en términos de la tubería grande, se establece combinando las ecuaciones 2-7 a 2-11 inclusive.

Ensanchamientos bruscos y graduales

Ecuación 2-12

$$\theta \lesseqqgtr 45° \ldots\ldots\ldots\ldots K_2 = \frac{2.6 \,\text{sen}\, \frac{\theta}{2} \,(1 - \beta^2)^2}{\beta^4}$$

Ecuación 2-12.1

$$45° < \theta \lesseqqgtr 180° \ldots\ldots K_2 = \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4}$$

Estrechamientos bruscos y graduales

Ecuación 2-13

$$\theta \lesseqqgtr 45° \ldots\ldots\ldots\ldots K_2 = \frac{0.8 \,\text{sen}\, \frac{\theta}{2} \,(1 - \beta^2)}{\beta^4}$$

Ecuación 2-13.1

$$45° < \theta \lesseqqgtr 180° \ldots\ldots K_2 = \frac{0.5 \sqrt{\text{sen}\, \frac{\theta}{2}} \,(1 - \beta^2)}{\beta^4}$$

Válvulas de paso reducido

Las válvulas, a menudo, se diseñan con diámetros de paso reducidos, y la transición del asiento a los extremos de la válvula puede ser brusca o gradual. Los tipos con paso recto, tales como válvulas de compuerta y de bola, diseñados con transición gradual, reciben el nombre de válvulas Venturi. Los análisis de las pruebas con este tipo de válvulas, indican una excelente correlación entre los resultados de las pruebas y los valores calculados de K basados en la suma de las ecuaciones 2-9, 2-12 y 2-13.

Las válvulas que presentan un cambio en la dirección del paso del fluido, tales como las válvulas de globo y angulares, son clasificadas como válvulas de alta resistencia. Las ecuaciones 2-12 y 2-13 para estrechamientos y ensanchamientos graduales no pueden aplicarse directamente a estas configuraciones, porque los ángulos de convergencia y divergencia son variables respecto de los distintos planos de referencia. Las pérdidas de entrada y salida para válvulas de globo y angulares con asiento reducido se considera que resultan menores que las debidas a ensanchamiento y estrechamiento bruscos (ecuaciones 2-12.1 y 2-13.1 con $\theta = 180°$), si las aproximaciones al asiento son graduales. El análisis de los datos de prueba disponibles indica que el factor β aplicado a las ecuaciones 2-12 y 2-13, para estrechamientos y ensanchamientos bruscos, produce unos valores calculados de K para válvulas de globo y angulares de paso reducido que se ajustan a los resultados de las pruebas. A falta de datos de prueba reales, los coeficientes de resistencia para válvulas de globo y angulares con asiento reducido pueden calcularse mediante la suma de la ecuación 2-9 y multiplicar las ecuaciones 2-12.1 y 2-13.1 por β, con $\theta = 180°$.

La forma de determinar K para válvulas de globo y angulares con asiento reducido también se aplica a válvulas de globo y angulares con estrangulador. En este caso el valor de β se basa en la raíz cuadrada de la relación de áreas.

$$\beta = \sqrt{\frac{a_1}{a_2}}$$

en donde:

a_1. . . . . .define el área en el punto más restringido del curso del flujo.

a_2. . . . . .define el área interior de la tubería conectada.

Resistencia de las curvas

Flujo secundario: La naturaleza del flujo de líquidos en las curvas ha sido investigada completamente, y se han descubierto muchos aspectos interesantes. Por ejemplo, cuando un fluido pasa por una curva, ya sea en régimen laminar o turbulento, se establece en la curva una condición conocida como "flujo secundario". Éste es un movimiento de rotación perpendicular al eje de la tubería, que se superpone al movimiento principal en la dirección del eje. La resistencia debida a la fricción de las paredes de la tubería y la acción con la fuerza centrífuga combinadas producen esta rotación. La figura 2-15 ilustra este fenómeno.

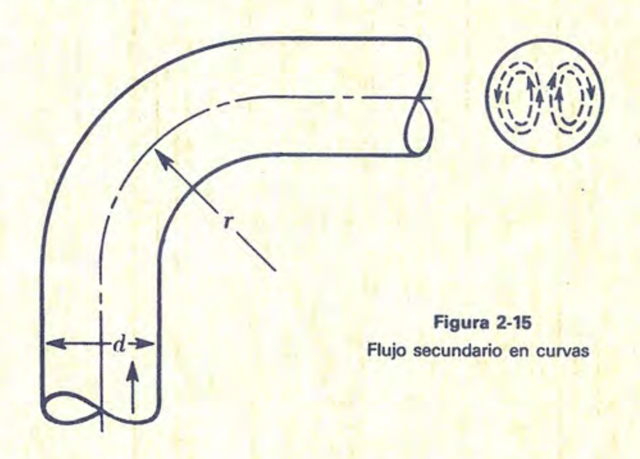


Figura 2-15
Flujo secundario en curvas

Resistencia de las curvas al flujo: En forma convencional, se considera que la resistencia o pérdida de presión en una curva se compone de: (1) la pérdida debida a la curvatura; (2) la pérdida excesiva en la tangente corriente abajo, y (3) la pérdida debida a la longitud. Por lo tanto,

$$h_t = h_p + h_c + h_L \qquad \text{Ecuación 2-14}$$

en donde:

h_t = pérdida total, en metros de columna de fluido (en pies)

h_p = pérdida excesiva en la tangente corriente abajo, en metros de columna de fluido (en pies)

h_c = pérdida debida a la curvatura, en metros de columna de fluido (en pies)

h_L = pérdida en la curva debida a la longitud, en metros de columna de fluido (en pies)

Resistencia de las curvas (continuación)

si:

$$h_b = h_p + h_c \qquad \text{Ecuación 2-15}$$

Entonces:

$$h_t = h_b + h_L$$

Sin embargo, la cantidad h_b puede expresarse en función de la altura de velocidad en la fórmula:

$$h_b = K_b \frac{v^2}{2g_n} \qquad \text{Ecuación 2-16}$$

donde:

K_b = coeficiente de la curva

v = velocidad del fluido, en metros por segundo (pie/s)

g_n = 9.81 metros por segundo por segundo (32.2 pies por seg^2)

La relación entre K_b y r/d (radio relativo*) no está bien definida, como puede observarse en la figura 2-16 (tomada de las investigaciones de Beij[21]). Las curvas en este nomograma indican que K_b tiene un valor mínimo cuando r/d está entre 3 y 5.

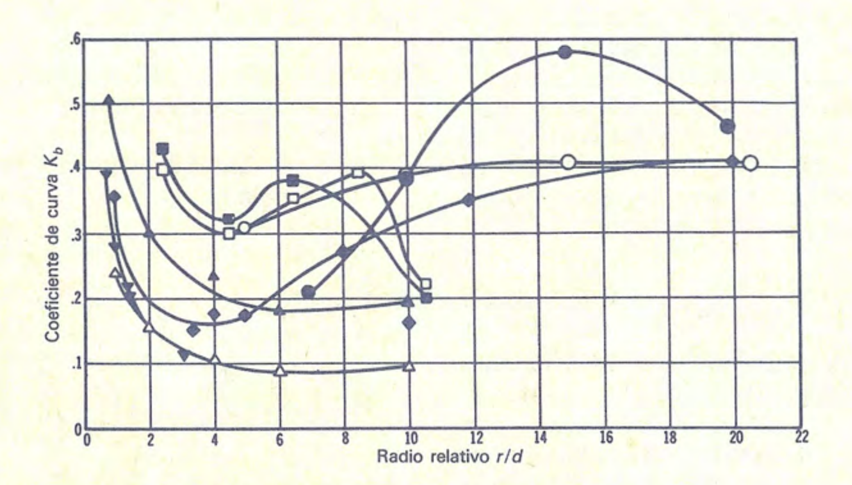


Figura 2-16. Coeficientes de curva deducidos por varios investigadores (Beij[21]). Tomado de "Pressure losses for Fluid Flow in 90° Pipe Bends", de K.H. Beij.
Por cortesía del Journal of Research of National Bureau of Standards

Investigador	Diámetro en pulgadas	Símbolo	Diámetro en mm
Balch	3	●	80
Davis	2	○	50
Brightmore	3	■	80
Brightmore	4	□	100
Hofmann	1.7 (tubería rugosa)	▲	43 (tubería rugosa)
Hofmann	1.7 (tubería lisa)	△	43 (tubería lisa)
Vogel	6, 8 y 10	▼	150, 200, 250
Beij	4	◆	100

*El radio relativo de una curva es la relación entre el radio del eje de la curva y el diámetro interno de la tubería. Ambas dimensiones deben estar en las mismas unidades.

Resistencia de las curvas (continuación)

Los valores de K para curvas de 90 grados con diversas relaciones de curvatura (r/d) aparecen en la página A-49. Los valores (basados también en el trabajo de Beij) representan condiciones medias de flujo en curvas de 90 grados.

La pérdida debida a curvas de más de 90°, tales como tuberías en hélice o curvas de expansión, es menor que la suma de pérdidas en el número total de curvas de 90° contenidas en la hélice, consideradas por separado, porque la pérdida h_p de la ecuación 2-14 se produce sólo una vez en la hélice.

La pérdida ocasionada por la longitud, en términos de K es igual a la longitud desarrollada de la curva, en diámetros de tubería, multiplicada por el factor de fricción f_T, descrito y tabulado en la página A-46.

$$K_{longitud} = 0.5\, f_T \pi \left(\frac{r}{d}\right) \quad \text{Ecuación 2-17}$$

Por falta de datos experimentales, se admite que $h_p = h_c$ en la ecuación 2-14. Sobre esta base, el valor total de K para una tubería en hélice o curva de expansión formada por curvas continuas de 90° puede determinarse multiplicando el número (n) de curvas de 90° menos una, contenidas en la hélice, por el valor de K debido a la longitud, más la mitad del valor de K debido a la resistencia de la curva, y añadiendo el valor de K para una curva de 90 grados (página A-49).

$$K_B = (n-1)\left(0.25\, f_T \pi \frac{r}{d} + 0.5\, K_1\right) + K_1 \quad \text{Ecuación 2-18}$$

El subíndice 1 define el valor de K (véase página A-49) para una curva de 90 grados.

Ejemplo:

Una tubería en hélice de 2 pulgadas y cédula 40 tiene cinco espiras completas, es decir, veinte (n) curvas de 90 grados. El radio relativo (r/d) de las curvas es 16, y el coeficiente de resistencia K de una curva de 90 grados es 42 f_T ($42 \times 0.019 = 0.80$) según página A-49).

Hállese el coeficiente de resistencia total (K_B) para la espiral.

$$K_B = (20-1)(0.25 \times 0.019\pi \times 16 + 0.5 \times 0.8) + 0.8$$
$$= 13$$

Resistencia de curvas para tubos en escuadra o falsa escuadra: La longitud equivalente de las curvas de este tipo también se muestran en la página A-49, basadas en los trabajos de H. Kirchbach.[4]

Flujo en toberas y orificios

Los orificios y toberas se usan principalmente para medir caudales. Una parte de la teoría se estudia en estas páginas; si se desean datos más completos, consúltense las referencias 8, 9 y 10 de la bibliografía. El fabricante de los medidores proporciona información sobre instalación o funcionamiento de los medidores comerciales.

Los orificios también se utilizan para restringir el flujo o reducir la presión. Cuando se trata de líquidos, a veces se instalan varios orificios para reducir la presión de forma escalonada y evitar la cavitación. En la página A-38 se dan los coeficientes de resistencia K para orificios. Véase un problema de ejemplo en la página 4-11.

El flujo de cualquier fluido por un orificio o tobera, cualquiera que sea la velocidad de avenida, puede expresarse por:

$$q = C_d A \sqrt{2 g_n h_L} \quad \text{Ecuación 2-19}$$

La velocidad de avenida puede tener un considerable efecto en la cantidad descargada a través de una tobera u orificio. El factor corrector para la velocidad de avenida,

$$\frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}}$$

puede incorporarse en la ecuación 2-19, como sigue:

Flujo en toberas y orificios (continuación)

$$q = \frac{C_d A}{\sqrt{1 - \beta^4}} \sqrt{2 g_n h_L}$$ Ecuación 2-20

La cantidad

$$\frac{C_d}{\sqrt{1 - \beta^4}}$$

se define como el coeficiente de flujo C. En la página A-38 se dan valores de C para toberas y orificios. El uso del coeficiente de flujo C elimina la necesidad de calcular la velocidad de avenida, y la ecuación 2-20 queda como:

$$q = C A \sqrt{2 g_n h_L} = C A \sqrt{\frac{2\,\Delta p}{\rho}}$$ Ecuación 2-21

$$q = C A \sqrt{2 g\, h_L} = C A \sqrt{\frac{2g(144)\Delta P}{\rho}}$$

Los orificios y las toberas se usan normalmente en sistemas de tuberías como aparatos de medición y se instalan con bridas o tuberías roscadas con macho, de acuerdo con la ASME o con otras especificaciones de normas. Los valores de h_L y Δp en la ecuación 2-21 son la altura estática diferencial medida, o diferencia de presión entre dos agujeros roscados en la tubería situados a 1 diámetro antes y 0.5 diámetros después del plano en la cara de entrada del orificio o tobera, cuando los valores de C se toman de la página A-38. El coeficiente de flujo C se representa a partir de los diferentes números de Reynolds, basados en los diámetros internos de la tubería de entrada.

Flujo de líquidos: Para toberas y orificios que descargan fluidos incompresibles a la atmósfera, los valores de C pueden tomarse de la página A-38 si h_L o Δp en la ecuación 2-21 se toma como la altura de columna de líquido a la entrada o presión manométrica.

Flujo de gases y vapores: La descarga de fluidos compresibles en toberas y orificios puede expresarse mediante la misma ecuación usada para líquidos, excepto que debe incluirse el factor de expansión neto Y.

Ecuación 2-22

$$q = YCA \sqrt{\frac{2\,\Delta p}{\rho}} \qquad q = YCA \sqrt{\frac{2g\,(144)\,\Delta P}{\rho}}$$

El factor de expansión Y es función de:

1. La relación de calores específicos γ (k)
2. La relación (β) entre el orificio o diámetro de garganta y el diámetro de entrada.
3. Relación entre las presiones absolutas de salida y entrada.

Este factor[9,10] ha sido determinado experimentalmente para el aire, que tiene una relación de calores específicos de 1.4 y para el vapor de agua, con relaciones de calores específicos aproximados a 1.3. Los datos se muestran en la página A-39.

En las páginas A-14 a A-17, se dan los valores de γ (k) para algunos de los vapores y gases más comunes. La relación de calores específicos γ (k) puede variar ligeramente para diferentes presiones y temperaturas, para la mayor parte de los problemas prácticos los valores dados proporcionan resultados muy aproximados.

La ecuación 2-22 puede usarse para orificios que descargan fluidos compresibles a la atmósfera utilizando:

1. El coeficiente de flujo C dado en la página A-38, dentro del límite para el número de Reynolds, permaneciendo C constante para una cierta relación de diámetros, β.
2. El factor de expansión Y, página A-39.
3. La presión diferencial Δp, igual a la presión manométrica a la entrada.

Esto también se aplica a toberas que descargan fluidos compresibles a la atmósfera pero sólo si la presión absoluta de entrada es menor que la presión atmosférica absoluta dividida por la relación crítica de presiones r_c; esto se trata en la página siguiente. Cuando la presión absoluta de entrada es mayor que esta cantidad, el flujo en toberas debe calcularse como se describe en la página siguiente.

Flujo máximo de fluidos compresibles en una tobera: Una tobera ligeramente convergente tiene la propiedad de poder conducir un fluido compresible hasta la velocidad del sonido a través de su sección recta mínima o garganta, si la caída de presión disponible es suficientemente alta. La velocidad del sonido es la velocidad máxima que puede alcanzarse en la garganta de una tobera (velocidades supersónicas se consiguen en una sección gradualmente divergente a continuación de la tobera convergente, cuando la velocidad del sonido se alcanza en la garganta).

La relación crítica de presiones es la relación mayor entre presiones de salida y entrada capaz de producir la velocidad del sonido. En la página A-39, se dan va-

Flujo en toberas y orificios (continuación)

lores de la relación de presiones críticas r_c que dependen de la relación del diámetro de la tobera al diámetro de entrada, así como la relación γ de calores específicos.

El flujo en toberas y medidores Venturi está limitado por la relación crítica de presiones y los valores mínimos de Y a usar en la ecuación 2-22 por esta condición, están indicados en la página A-39 por el punto de terminación de las curvas, donde $P'_2/P'_1 = r_c$.

La ecuación 2-22 puede usarse para la descarga de fluidos compresibles en toberas a la atmósfera, o a una presión corriente abajo inferior a la indicada por la relación crítica de presiones r_c, utilizando los valores de:

Y . . . . mínimo, página A-39

C . . . . página A-38

ΔP . . . . . $P'_1(1-r_c)$; r_c tomado de la página A-39

ρ . . . . . . densidad en las condiciones de entrada

Flujo en tubos cortos: Ya que no hay datos experimentales completos disponibles sobre la descarga de fluidos a la atmósfera en tubos cortos (L/D es menor o igual a 2.5 diámetros de tubería), se pueden obtener datos muy aproximados usando las ecuaciones 2-21 y 2-22, con valores de C comprendidos entre los correspondientes a orificios y toberas, dependiendo de las condiciones de entrada.

Si la entrada es circular, los valores de C se aproximan a los de toberas, mientras que para tubos cortos con entrada cuadrada se tienen características similares a las de los orificios de contorno cuadrado.

Descarga de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías

Flujo de líquidos: Para determinar el flujo de líquidos en tuberías, se usa la fórmula de Darcy. La ecuación 1-4 (página 1-7) se transforma en términos más adecuados en el capítulo 3, y toma una nueva forma como ecuación 3-13. Al expresar esta ecuación en función del gasto en litros por minuto (galones por minuto).

$$h_L = \frac{22.96\,KQ^2}{d^4} \qquad h_L = \frac{0.00259\,KQ^2}{d^4}$$

Si se despeja Q la ecuación queda,

$$Q = 0.2087\,d^2\sqrt{\frac{h_L}{K}} \qquad \text{Ecuación 2-23}$$

$$Q = \sqrt{\frac{h_L d^4}{0.00259\,K}} = 19.65 d^2\sqrt{\frac{h_L}{K}}$$

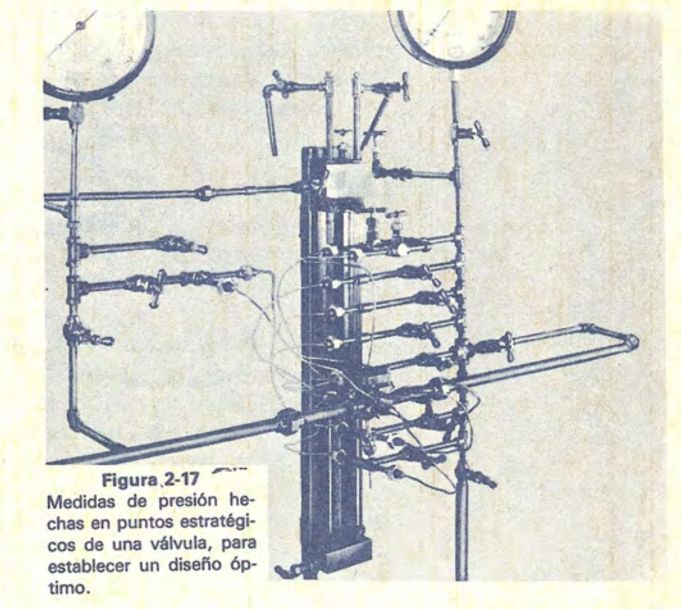


Figura 2-17
Medidas de presión hechas en puntos estratégicos de una válvula, para establecer un diseño óptimo.

Descarga de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías (continuación)

La ecuación 2-23 puede emplearse para válvulas, accesorios y tuberías donde K sea la suma de todas las resistencias en el sistema de tuberías, incluyendo las pérdidas a la entrada y a la salida cuando las haya. En la página 4-18 se muestran ejemplos de este tipo de problemas.

Flujo compresible: Cuando un fluido compresible fluye de un sistema de tuberías hacia un recinto de sección recta mayor que la de tubería, como en el caso de descarga a la atmósfera, se usa una forma modificada de la fórmula de Darcy, la ecuación 1-11 desarrollada en la página 1-11

$$w = 1.111 \times 10^{-6}\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K \bar{V}_1}}$$

$$w = 0.525\; Y\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K \bar{V}_1}}$$

En la página 1-12, se describe la determinación de los valores K, Y y ΔP para esta ecuación, y se ilustra con los ejemplos de las páginas 4-18 y 4-20. Esta ecuación también se da en el capítulo 3, página 3-7, ecuación 3-21, en función de la pérdida de presión en bar (Δp).

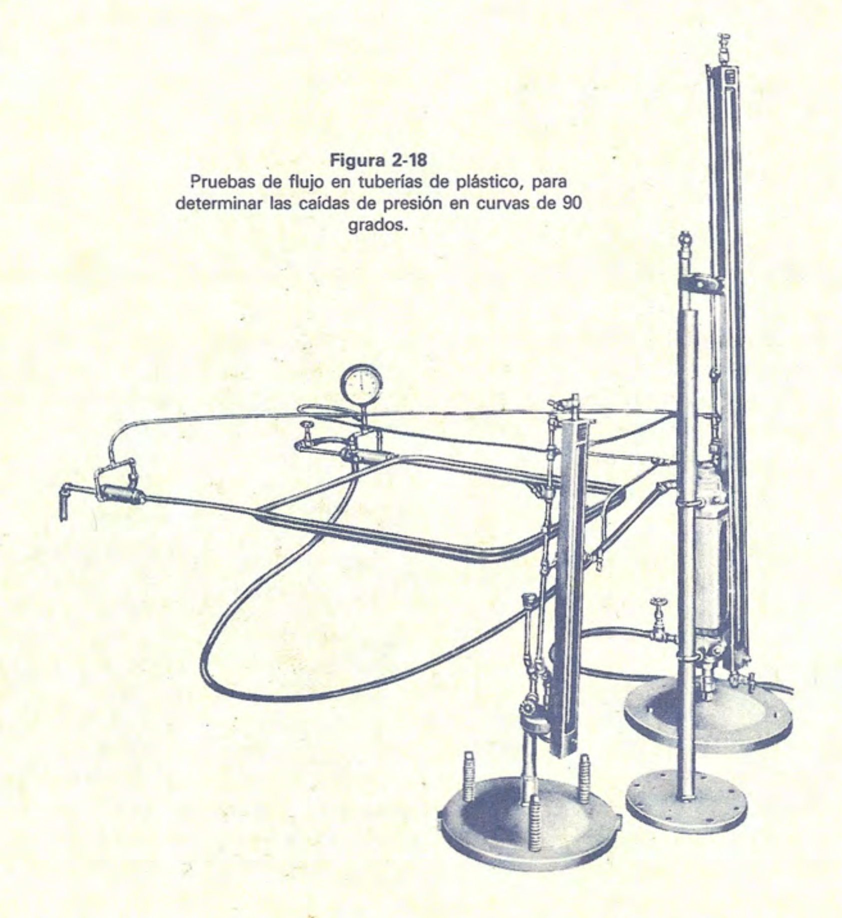


Figura 2-18
Pruebas de flujo en tuberías de plástico, para determinar las caídas de presión en curvas de 90 grados.

Fórmulas y nomogramas para flujo en válvulas, accesorios y tuberías

CAPÍTULO 3

En los dos primeros capítulos de este libro se han presentado sólo las fórmulas básicas necesarias para la presentación de la teoría de la descarga de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. En el resumen de fórmulas que se da en este capítulo, las fórmulas básicas se han vuelto a escribir en función de las unidades del sistema inglés y en unidades métricas del SI, que son las más usadas internacionalmente, después de la adopción del sistema métrico.

En cada caso se dan varias ecuaciones, permitiendo así seleccionar la fórmula más adecuada para los datos de que se disponga.

Los nomogramas que se presentan en este capítulo son soluciones gráficas de las fórmulas de flujo aplicables a tuberías. Los problemas de flujo en válvulas y accesorios pueden resolverse también mediante nomogramas, determinando su longitud equivalente en metros o pies de tubería recta.

Debido a la variedad de términos y a la variación de las propiedades físicas de líquidos y gases, fue necesario dividir los nomogramas en dos partes: la primera parte (páginas 3-9 a 3-29) corresponde a líquidos y la segunda (páginas 3-30 a 3-55) a fluidos compresibles.

Todos los nomogramas para la solución de los problemas de pérdida de presión están basados en la fórmula de Darcy, ya que es una fórmula general aplicada a todos los fluidos y puede aplicarse a todos los tipos de tubería mediante el uso del diagrama del factor de fricción de Moody. La fórmula de Darcy proporciona también medios de resolución de problemas de descarga en válvulas y accesorios basados en la longitud equivalente o coeficiente de resistencia. Los nomogramas proporcionan soluciones simples, rápidas, prácticas y razonablemente exactas a las fórmulas de flujo; los puntos decimales están situados exactamente.

La exactitud de un nomograma está limitada por el espacio disponible de la página, longitud de las escalas, número de unidades dadas en cada escala y el ángulo con el que la línea proyectante cruza la escala. Siempre que la solución de un problema escape del alcance de un nomograma la solución de la fórmula debe obtenerse mediante cálculo.

Resumen de fórmulas

Para evitar duplicidad innecesaria, las fórmulas se han escrito en términos ya sea del volumen específico $\bar{V}$ o de la densidad ρ, pero no en función de ambos ya que uno es el recíproco del otro.

$$\bar{V} = \frac{1}{\rho} \qquad \rho = \frac{1}{\bar{V}}$$

Estas ecuaciones pueden sustituirse en cualesquiera de las fórmulas que aparecen en este libro, cuando sea necesario.

• Teorema de Bernoulli: **Ecuación 3-1**

$$Z + \frac{P}{\rho g_n} + \frac{v^2}{2g_n} = H$$

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v_1^2}{2g_n} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_L$$

$$Z + \frac{144\,P}{\rho} + \frac{v^2}{2g} = H$$

$$Z_1 + \frac{144\,P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144\,P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2g} + h_L$$

• Velocidad media de flujo en tuberías:
(Ecuación de continuidad) **Ecuación 3-2**

$$v = \frac{q}{A} = 1273\,000\,\frac{q}{d^2} = 21.22\,\frac{Q}{d^2}$$

$$v = 56.23\,\frac{B}{d^2} = 1273\,000\,\frac{w\bar{V}}{d^2} = 354\,\frac{W\bar{V}}{d^2}$$

$$v = 1.243\,\frac{q'_h\,T}{p'\,d^2} = 433\,\frac{q'_h S_g}{\rho\,d^2}$$

$$V = \frac{q_m}{A} = 16\,670\,\frac{W\bar{V}}{a} = 21\,220\,\frac{W\bar{V}}{d^2}$$

$$V = 74.55\,\frac{q'_h\,T}{p'd^2} = 25\,970\,\frac{q'_h S_g}{\rho d^2}$$

$$v = \frac{q}{A} = 183.3\,\frac{q}{d^2} = 0.408\,\frac{Q}{d^2}$$

$$v = 0.286\,\frac{B}{d^2} = 183.3\,\frac{w\bar{V}}{d^2} = 0.0509\,\frac{W\bar{V}}{d^2}$$

$$v = 0.001\,44\,\frac{q'_h T}{P'd^2} = 0.003\,89\,\frac{q'_h S_g}{\rho d^2}$$

$$V = \frac{q_m}{A} = 2.40\,\frac{W\bar{V}}{a} = 3.06\,\frac{W\bar{V}}{d^2}$$

$$V = 0.0865\,\frac{q'_h T}{P'd^2} = 0.233\,\frac{q'_h S_g}{\rho d^2}$$

• Número de Reynolds de flujo en tuberías: **Ecuación 3-3**

$$R_e = \frac{Dv\rho}{\mu'} = \frac{dv\rho}{1000\mu'} = \frac{dv\rho}{\mu}$$

$$R_e = 1\,273\,000\,\frac{q\rho}{d\mu} = 318.3\,\frac{q\rho}{R_H\mu} = 21.22\,\frac{Q\rho}{d\mu}$$

$$R_e = 354\,\frac{W}{d\mu} = 432\,\frac{q'_h S_g}{d\mu} = 56.23\,\frac{B\rho}{d\mu}$$

$$R_e = \frac{Dv}{\nu'} = \frac{dv}{1000\nu'} = 1000\,\frac{dv}{\nu}$$

$$R_e = 1273 \times 10^6\,\frac{q}{d\nu} = 21\,220\,\frac{Q}{d\nu} = 354\,000\,\frac{W\bar{V}}{d\nu}$$

$$R_e = \frac{Dv\rho}{\mu_e} = \frac{Dv\rho}{32.2\mu'_e} = 123.9\,\frac{dv\rho}{\mu}$$

$$R_e = 22\,700\,\frac{q\rho}{d\mu} = \frac{4739\rho}{R_H\mu} = 50.6\,\frac{Q\rho}{d\mu}$$

$$R_e = 6.31\,\frac{W}{d\mu} = 0.482\,\frac{q'_h S_g}{d\mu} = 35.4\,\frac{B\rho}{d\mu}$$

$$R_e = \frac{Dv}{\nu'} = \frac{dv}{12\nu'} = 7740\,\frac{dv}{\nu}$$

$$R_e = 1\,419\,000\,\frac{q}{\nu d} = 3160\,\frac{Q}{\nu d} = 394\,\frac{W\bar{V}}{\nu d}$$

• Equivalencias de viscosidad **Ecuación 3-4**

$$\nu = \frac{\mu}{\rho'} = \frac{\mu}{S}$$

• Pérdida de altura de presión y pérdida de presión en tubería recta:

La pérdida de presión debida al flujo es la misma en una tubería inclinada, vertical u horizontal. Sin embargo, la diferencia de presión debida a la diferencia de altura debe considerarse en los cálculos de caída de presión: Véase página 1-7.

Resumen de fórmulas (continuación)

Fórmula de Darcy: **Ecuación 3-5**

$$h_L = f\frac{L}{D}\frac{v^2}{2g_n} = 51\frac{fLv^2}{d}$$

$$h_L = 8265 \times 10^{10}\frac{fLq^2}{d^5} = 22\,950\frac{fLQ^2}{d^5}$$

$$h_L = 161\,200\frac{fLB^2}{d^5} = 6\,376\,000\frac{fLW^2\bar{V}^2}{d^5}$$

$$\Delta p = 0.005\frac{fL\rho v^2}{d} = 0.000\,001\,39\frac{fL\rho V^2}{d}$$

$$\Delta p = 81\,055 \times 10^5\frac{fL\rho q^2}{d^5} = 2.252\frac{fL\rho Q^2}{d^5}$$

$$\Delta p = 15.81\frac{fL\rho B^2}{d^5} = 625.3\frac{fLW^2\bar{V}}{d^5}$$

$$\Delta p = 2.69\frac{fLT(q'_h)^2 S_g}{d^5 p'}$$

$$\Delta p = 936.5\frac{fL(q'_h)^2 S_g^2}{d^5\rho}$$

$$h_L = f\frac{L}{D}\frac{v^2}{2g} = 0.1863\frac{fLv^2}{d}$$

$$h_L = 6260\frac{fLq^2}{d^5} = 0.0311\frac{fLQ^2}{d^5}$$

$$h_L = 0.015\,24\frac{fLB^2}{d^5} = 0.000\,483\frac{fLW^2\bar{V}^2}{d^5}$$

$$\Delta P = 0.001\,294\frac{fL\rho v^2}{d} = 0.000\,000\,359\frac{fL\rho V^2}{d}$$

$$\Delta P = 43.5\frac{fL\rho q^2}{d^5} = 0.000\,216\frac{fL\rho Q^2}{d^5}$$

$$\Delta P = 0.000\,1058\frac{fL\rho B^2}{d^5} = 0.000\,003\,36\frac{fLW^2\bar{V}}{d^5}$$

$$\Delta P = 0.000\,000\,007\,26\frac{fLT(q'_h)^2 S_g}{d^5 P'}$$

$$\Delta P = 0.000\,000\,019\,59\frac{fL(q'_h)^2 S_g^2}{d^5\rho}$$

Para fluido compresible simplificado **véase pág. 3-42**

- **Pérdida de altura de presión y caída de presión con régimen laminar en tubería recta:**

En condiciones de flujo laminar ($R_e < 2\,000$), el factor de fricción o rozamiento sólo es una función matemática directa del número de Reynolds y puede expresarse por la fórmula $f = 64/R_e$. Al sustituir este valor de f en la fórmula de Darcy, ésta puede reescribirse:

Ecuación 3-6

$$h_L = 3263\frac{\mu Lv}{d^2\rho}$$

$$h_L = 41\,550 \times 10^5\frac{\mu Lq}{d^4\rho} = 69\,220\frac{\mu LQ}{d^4\rho}$$

$$h_L = 183\,500\frac{\mu LB}{d^4\rho} = 1\,154\,000\frac{\mu LW}{d^4\rho^2}$$

$$\Delta p = 0.32\frac{\mu Lv}{d^2} = 407\,400\frac{\mu Lq}{d^4}$$

$$\Delta p = 6.79\frac{\mu LQ}{d^4} = 18\frac{\mu LB}{d^4}$$

$$\Delta p = 113.2\frac{\mu LW}{d^4\rho}$$

$$h_L = 0.0962\frac{\mu Lv}{d^2\rho}$$

$$h_L = 17.65\frac{\mu Lq}{d^4\rho} = 0.0393\frac{\mu LQ}{d^4\rho}$$

$$h_L = 0.0275\frac{\mu LB}{d^4\rho} = 0.004\,90\frac{\mu LW}{d^4\rho^2}$$

$$\Delta P = 0.000\,668\frac{\mu Lv}{d^2} = 0.1225\frac{\mu Lq}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,273\frac{\mu LQ}{d^4} = 0.000\,191\frac{\mu LB}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,0340\frac{\mu LW}{d^4\rho}$$

- **Limitaciones de la fórmula de Darcy**

Flujo no compresible; líquidos:

La fórmula de Darcy puede usarse sin restricción para flujo de agua, aceites y otros líquidos en tuberías. Sin embargo, cuando se presentan velocidades muy altas en la tubería causan que la presión en la salida sea igual a la presión de vapor del líquido, aparece el fenómeno de la cavitación y los valores calculados para el caudal son inexactos.

Resumen de fórmulas (continuación)

Flujo compresible; gases y vapores:

Cuando la caída de presión es inferior al 10% de p_1, se usa ρ o $\overline{V}$ basados en las condiciones de entrada o de salida. Si la caída de presión es superior al 10% de p_1, pero menor al 40% de p_1 se usa el valor medio de ρ o $\overline{V}$, basado en las condiciones de entrada y de salida o se usa la ecuación 3-19. Cuando la caída de presión es mayor que el 40% de p_1, se usan las fórmulas racionales o empíricas dadas en esta sección para flujo compresible o la ecuación 3-19 (véase la teoría en la página 1-10).

- **Flujo isotérmico de gases en líneas de tuberías:** **Ecuación 3-7**

$$w = 316.23\sqrt{\frac{A^2}{\overline{V}_1\left(f\frac{L}{D}+2\log_e\frac{p'_1}{p'_2}\right)}\left(\frac{(p'_1)^2-(p'_2)^2}{p'_1}\right)}$$

$$w = 0.000\,2484\sqrt{\frac{d^4}{\overline{V}_1\left(f\frac{L}{D}+2\log_e\frac{p'_1}{p'_2}\right)}\left(\frac{(p'_1)^2-(p'_2)^2}{p'_1}\right)}$$

$$w = \sqrt{\frac{144g\,A^2}{\overline{V}_1\left(f\frac{L}{D}+2\log_e\frac{P'_1}{P'_2}\right)}\left(\frac{(P'_1)^2-(P'_2)^2}{P'_1}\right)}$$

$$w = 0.371\sqrt{\frac{d^4}{\overline{V}_1\left(f\frac{L}{D}+2\log_e\frac{P'_1}{P'_2}\right)}\left(\frac{(P'_1)^2-(P'_2)^2}{P'_1}\right)}$$

- **Flujo compresible simplificado para líneas largas de tubería:** **Ecuación 3-7a**

$$w = 316.23\sqrt{\left(\frac{A^2}{\overline{V}_1\,f\frac{L}{D}}\right)\left[\frac{(p'_1)^2-(p'_2)^2}{p'_1}\right]}$$

$$w = 0.000\,007\,855\sqrt{\left(\frac{d^5}{\overline{V}_1\,f\,L}\right)\left[\frac{(p'_1)^2-(p'_2)^2}{p'_1}\right]}$$

$$q'_h = 0.013\,61\sqrt{\left(\frac{(p'_1)^2-(p'_2)^2}{f\,L_m\,T\,S_g}\right)d^5}$$

$$w = \sqrt{\left(\frac{144\,g\,A^2}{\overline{V}_1\,f\,\frac{L}{D}}\right)\left(\frac{(P'_1)^2-(P'_2)^2}{P'_1}\right)}$$

$$w = 0.1072\sqrt{\left(\frac{d^5}{\overline{V}_1 f L}\right)\left(\frac{(P'_1)^2-(P'_2)^2}{P'_1}\right)}$$

$$q'_h = 114.2\sqrt{\left(\frac{(P'_1)^2-(P'_2)^2}{f\,L_m\,T\,S_g}\right)d^5}$$

- **Velocidad máxima (sónica) de fluidos compresibles en tuberías:**

La velocidad máxima posible de un fluido compresible en una tubería es equivalente a la velocidad del sonido en el fluido; se expresa como:

$$v_s = \sqrt{\gamma R\,T}$$ **Ecuación 3-8**

$$v_s = \sqrt{\gamma P'\overline{V}} = 316.2\sqrt{\gamma p'\overline{V}}$$

$$v_s = \sqrt{k\,g\,R\,T}$$

$$v_s = \sqrt{k\,g\,144P'\,\overline{V}}$$

$$v_s = 68.1\sqrt{k\,P'\,\overline{V}}$$

- **Fórmulas empíricas para el flujo de agua, vapor de agua y gas.**

Aunque en este libro se recomienda usar el método racional (usando la fórmula de Darcy) para resolver problemas de flujo, algunos ingenieros prefieren usar fórmulas empíricas.

Fórmula de Hazen y Williams para flujo de agua: **Ecuación 3-9**

$$Q = 0.000\,599\,d^{2.63}\,c\left(\frac{p_1-p_2}{L}\right)^{0.54}$$

$$Q = 0.442\,d^{2.63}\,c\left(\frac{P_1-P_2}{L}\right)^{0.54}$$

Resumen de fórmulas (continuación)

donde

c = 140 para tuberías nuevas de acero,
c = 130 para tuberías nuevas de hierro fundido,
c = 110 para tuberías remachadas.

Fórmula de Spitzglass para gas a baja presión:
(presión inferior a 7 000 N/m² = 7 kPa o a 1.0 lb/pulg² manométrica)

Ecuación 3-10

$$q'_h = 0.003\,38 \sqrt{\frac{\Delta h_w d^5}{S_g L \left(1 + \frac{91.5}{d} + 0.001\,18\,d\right)}}$$

$$q'_h = 3550 \sqrt{\frac{\Delta h_w d^5}{S_g L \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03\,d\right)}}$$

La temperatura de flujo es 15°C = 60°F

Fórmula de Weymouth para gas a alta presión:

Ecuación 3-11

$$q'_h = 0.002\,61\, d^{2.667} \sqrt{\left(\frac{(p'_1)^2 - (p'_2)^2}{S_g L_m}\right)\left(\frac{288}{T}\right)}$$

$$q'_h = 28.0\, d^{2.667} \sqrt{\left(\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{S_g L_m}\right)\left(\frac{520}{T}\right)}$$

Fórmula de Panhandle[3] para tuberías de gas natural, de 150 a 600 mm (6 a 24 pulg) de diámetro y R_e comprendido entre (5 × 10⁶) y (14 × 10⁶)

Ecuación 3-12

$$q'_h = 0.005\,06\, E\, d^{2.6182} \left(\frac{(p'_1)^2 - (p'_2)^2}{L_m}\right)^{0.5394}$$

$$q'_h = 36.8 E\, d^{2.6182} \left(\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{L_m}\right)^{0.5394}$$

donde: temperatura del gas = 15°C (60°F)

S_g = 0.6
E = Eficiencia de flujo
E = 1.00 (100%) para tuberías nuevas sin curvas, codos, válvulas, ni cambio del diámetro o elevación de la tubería.
E = 0.95 para condiciones de funcionamiento muy buenas.
E = 0.92 para condiciones de funcionamiento medias.
E = 0.85 para condiciones de funcionamiento desacostumbradamente desfavorables.

• Pérdida de carga y caída de presión en válvulas y accesorios

La pérdida de carga en válvulas y accesorios se da generalmente en función del coeficiente de resistencia K que indica la pérdida de altura de presión estática en una válvula, en función de la "altura de velocidad" o en longitud equivalente, en diámetros de tubería L/D, que cause la misma pérdida de presión que la válvula.
De la fórmula de Darcy, la pérdida de presión por una tubería es:

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_n}$$ **Ecuación 3-5**

y la pérdida de presión en una válvula es:

$$h_L = K \frac{v^2}{2g_n}$$ **Ecuación 3-13**

por ello: $K = f \frac{L}{D}$ **Ecuación 3-14**

Para eliminar duplicidad innecesaria de fórmulas, todas las siguientes se dan en función de K. Siempre que sea necesario, sustitúyase (fL/D) por (K).

$$h_L = 8265 \times 10^7 \frac{Kq^2}{d^4} = 22.96 \frac{KQ^2}{d^4}$$ **Ecuación 3-13**

$$h_L = 161.2 \frac{KB^2}{d^4} = 6377 \frac{KW^2 \bar{V}^2}{d^4}$$

$$\Delta p = 0.000\,005\, K\rho v^2 = 0.000\,1389 \times 10^{-5}\, K\rho V^2$$

Resumen de fórmulas (continuación)

$$\Delta p = 8105\,500 \frac{K\rho q^2}{d^4} = 0.002\,25 \frac{K\rho Q^2}{d^4}$$

$$\Delta p = 0.0158 \frac{K\rho B^2}{d^4}$$

$$\Delta p = 0.6253 \frac{KW^2\bar{V}}{d^4}$$

$$\Delta p = 0.002\,69 \frac{K(q'_h)^2\,T\,S_g}{d^4\,p'}$$

$$\Delta p = 0.9365 \frac{K\,(q'_h)^2\,S_g^2}{d^4\,\rho}$$

$$h_L = \frac{522\,Kq^2}{d^4} = 0.002\,59 \frac{KQ^2}{d^4}$$

$$h_L = 0.001\,270 \frac{KB^2}{d^4} = 0.000\,0403 \frac{KW^2\bar{V}^2}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,1078\,K\rho v^2 = 0.000\,000\,0300\,K\rho V^2$$

$$\Delta P = 3.62 \frac{K\rho q^2}{d^4} = 0.000\,017\,99 \frac{K\rho Q^2}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,008\,82 \frac{K\rho B^2}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,000\,280 \frac{KW^2\bar{V}}{d^4}$$

$$\Delta P = 0.000\,000\,000\,605 \frac{K(q'_h)^2\,T\,S_g}{d^4\,P'}$$

$$\Delta P = 0.000\,000\,001\,633 \frac{K\,(q'_h)^2\,S_g^2}{d^4\,\rho}$$

Para flujo compresible con h_L o Δp mayor que el 10% de la presión absoluta de entrada, el denominador deberá multiplicarse por Y^2. Los valores de Y consúltense en la página A-40.

- **Coeficiente de flujo**

Como se explicó en la página 2-13, no existe un acuerdo sobre la definición del coeficiente de flujo en función de unidades del SI. Las ecuaciones dadas a continuación se refieren a C_v expresado en unidades inglesas, con el gasto o caudal en galones imperiales o de E.U.A. por minuto.

Caudal Q en gal imperiales/min: **Ecuación 3-15**

$$C_v = Q\sqrt{\frac{\rho}{\Delta P\,(62.4)}} = \frac{24.9\,d^2}{\sqrt{f\,L/D}} = \frac{24.9\,d^2}{\sqrt{K}}$$

Caudal Q en gal de E.U.A./min:

$$C_v = Q\sqrt{\frac{\rho}{\Delta P\,(62.4)}} = \frac{29.9\,d^2}{\sqrt{f\,L/D}} = \frac{29.9\,d^2}{\sqrt{K}}$$

donde ρ = densidad del líquido, en libras/pie^3
ΔP = caída de presión, en libras fuerza/pulgada^2
d = diámetro interno, en pulgadas
L/D = longitud equivalente de la válvula, en diámetros de tubería
f = factor de fricción o rozamiento
K = coeficiente de resistencia

- **Coeficiente de resistencia *K*, para ensanchamientos bruscos y graduales en tuberías**

Si $\theta \leqq 45°$,

$$K_1 = 2.6\,\mathrm{sen}\frac{\theta}{2}(1-\beta^2)^2$$ *Ecuación 3-16

y si $45° < \theta \leqq 180°$,

$$K_1 = (1-\beta^2)^2$$ *Ecuación 3-16.1

- **Coeficiente de resistencia *K* para estrechamientos bruscos y graduales en tuberías**

Si $\theta \leqq 45°$,

$$K_1 = 0.8\,\mathrm{sen}\frac{\theta}{2}(1-\beta^2)$$ *Ecuación 3-17

Si $45° < \theta \leqq 180°$,

$$K_1 = 0.5\sqrt{\mathrm{sen}\frac{\theta}{2}(1-\beta^2)}$$ *Ecuación 3-17.1

* **Nota:** Los valores de los coeficientes de resistencia (K) en las ecuaciones 3-16, 3-16.1, 3-17, 3-17.1, están basados en la velocidad en la tubería pequeña. Para determinar los valores de K en términos del diámetro mayor, divídanse las ecuaciones por β^4.

Resumen de fórmulas (continuación)

• Descarga de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías: fórmula de Darcy

Flujo líquido: **Ecuación 3-18**

$$q = 0.000\,003\,478\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 0.000\,3512\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{K\rho}}$$

$$Q = 0.2087\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 21.07\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{K\rho}}$$

$$w = 0.000\,003\,478\, \rho d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 0.000\,3512\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta p \rho}{K}}$$

$$W = 0.012\,52\, \rho d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 1.265\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta p \rho}{K}}$$

$$q = 0.0438\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 0.525\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K\rho}}$$

$$Q = 19.65\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 236\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K\rho}}$$

$$w = 0.0438\, \rho d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 0.525\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta P \rho}{K}}$$

$$W = 157.6\, \rho d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}} = 1891\, d^2 \sqrt{\frac{\Delta P \rho}{K}}$$

Flujo compresible: **Ecuación 3-19**

$$q'_h = 19.31\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{K\, T_1\, S_g}}$$

$$q'_h = 1.0312 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta p \rho_1}{K}}$$

$$q'_m = 0.3217\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{K\, T_1\, S_g}} = 0.01719 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta p \rho_1}{K}}$$

$$q' = 0.005\,363\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{K\, T_1\, S_g}} = 0.000\,2864 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta p \rho_1}{K}}$$

$$w = 0.000\,3512\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{K \bar{V}_1}} \qquad W = 1.265\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{K \bar{V}_1}}$$

$$q'_h = 40\,700\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P P'_1}{K T_1 S_g}}$$

$$q'_h = 24\,700 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta P \rho_1}{K}}$$

$$q'_m = 678\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P P'_1}{K T_1 S_g}} = 412 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta P \rho_1}{K}}$$

$$q' = 11.30\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P P'_1}{K T_1 S_g}} = 6.87 \frac{Y d^2}{S_g} \sqrt{\frac{\Delta P \rho_1}{K}}$$

$$w = 0.525\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K \bar{V}_1}} \qquad W = 1891\, Y d^2 \sqrt{\frac{\Delta P}{K \bar{V}_1}}$$

Los valores de Y se dan en la página A-40. En la determinación de K, Y y Δp, consúltense los ejemplos de las páginas 4-18 y 4-20.

• Flujo en toberas y orificios (h_L y Δp medidos en los agujeros roscados en la tubería a 1.0 y 0.5 diámetros)

Líquidos: **Ecuación 3-20**

$$q = Av = AC\sqrt{2 g_n h_L} = AC\sqrt{\frac{2\,\Delta p}{\rho}}$$

$$q = 0.000\,003\,48\, d_1^2 C \sqrt{h_L} = 0.000\,3512\, d_1^2\, C\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$$

$$Q = 0.2087\, d_1^2\, C \sqrt{h_L} = 21.07\, d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$$

$$w = 0.000\,003\,48\, d_1^2\, C \sqrt{h_L \rho^2} = 0.000\,3512\, d_1^2\, C \sqrt{\Delta p \rho}$$

$$W = 0.012\,52\, d_1^2\, C \sqrt{h_L \rho^2} = 1.265\, d_1^2\, C \sqrt{\Delta p \rho}$$

$$q = AC\sqrt{2g\, h_L} = AC\sqrt{\frac{2g\,(144)\,\Delta P}{\rho}}$$

$$q = 0.0438\, d_1^2\, C \sqrt{h_L} = 0.525\, d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$$

$$Q = 19.65\, d_1^2\, C \sqrt{h_L} = 236\, d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$$

$$w = 0.0438\, d_1^2\, C \sqrt{h_L\, \rho^2} = 0.525\, d_1^2\, C \sqrt{\Delta P \rho}$$

$$W = 157.6\, d_1^2\, C \sqrt{h_L\, \rho^2} = 1891\, d_1^2\, C \sqrt{\Delta P \rho}$$

Los valores de C se dan en la página A-38
d_1 = diámetro de la tobera u orificio

Fluidos compresibles: **Ecuación 3-21**

$$q'_h = 19.31\, Y d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q'_h = 1.0312 \frac{Y d_1^2\, C}{S_g} \sqrt{\Delta p \rho_1}$$

$$q'_m = 0.3217\, Y d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q'_m = 0.01719 \frac{Y d_1^2\, C}{S_g} \sqrt{\Delta p \rho_1}$$

$$q = 0.005\,363\, Y d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p p'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q' = 0.000\,2864 \frac{Y d_1^2\, C}{S_g} \sqrt{\Delta p \rho_1}$$

$$w = 0.000\,3512\, Y d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p}{\bar{V}_1}}$$

$$W = 1.265\, Y d_1^2\, C \sqrt{\frac{\Delta p}{\bar{V}_1}}$$

Resumen de fórmulas (continuación)

$$q'_h = 40\,700\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P\, P'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q'_h = 24\,700\ \frac{Y d_1^2 C}{S_g} \sqrt{\Delta P\, \rho_1}$$

$$q'_m = 678\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P\, P'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q'_m = 412\ \frac{Y d_1^2 C}{S_g} \sqrt{\Delta P \rho_1}$$

$$q' = 11.30\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P\, P'_1}{T_1 S_g}}$$

$$q' = 6.87\ \frac{Y d_1^2 C}{S_g} \sqrt{\Delta P \rho_1}$$

$$w = 0.525\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P}{\bar{V}_1}}$$

$$W = 1891\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P}{\bar{V}_1}}$$

Los valores de C se dan en la página A-38
Los valores de Y se dan en la página A-39
d_1 = diámetro de la tobera u orificio

• Equivalencia entre pérdida de carga y caída de presión

Ecuación 3-22

$$h_L = \frac{10200\,\Delta p}{\rho} \qquad \Delta p = \frac{h_L \rho}{10200}$$

$$h_L = \frac{144\,\Delta P}{\rho} \qquad \Delta P = \frac{h_L\,\rho}{144}$$

• Relación de los valores del coeficiente de resistencia K para diferentes diámetros interiores de tubería

$$K_a = K_b \left(\frac{d_a}{d_b}\right)^4$$

Ecuación 3-23 (véase página A-50)

El subíndice "a" se refiere a la tubería en donde se instalará la válvula.
El subíndice "b" se refiere a la tubería para la cual se estableció el coeficiente de resistencia K.

• Peso específico de líquidos

Cualquier líquido: Ecuación 3-24

$$s = \frac{\rho \text{ cualquier líquido a } 60°F\ (15.6°C)}{\rho \text{ agua a } 60°F\ (15.6°C)}$$

Petróleo y derivados: Ecuación 3-25

$$S\,(60°F/60°F) = \frac{141.5}{131.5 + \text{grados API}}$$

Líquidos más ligeros que el agua: Ecuación 3-26

$$S\,(60°F/60°F) = \frac{140}{130 + \text{grados Baumé}}$$

Líquidos más densos que el agua: Ecuación 3-27

$$S\,(60°F/60°F) = \frac{145}{145 - \text{grados Baumé}}$$

• Peso específico de gases

Ecuación 3-28

$$S_g = \frac{R\text{ (aire)}}{R\text{ (gas)}} = \frac{287}{R\text{ (gas)}}$$

$$S_g = \frac{M\text{ (gas)}}{M\text{ (aire)}} = \frac{M\text{ (gas)}}{29}$$

$$S_g = \frac{R\text{ (aire)}}{R\text{ (gas)}} = \frac{53.3}{R\text{ (gas)}}$$

$$S_g = \frac{M\text{ (gas)}}{M\text{ (aire)}} = \frac{M\text{ (gas)}}{29}$$

• Leyes generales para gases ideales

$$P'V_a = w_a RT$$ Ecuación 3-29

$$p'V_a = w_a RT$$

$$\rho = \frac{w_a}{V_a} = \frac{P'}{RT} = \frac{10^5 p'}{RT}$$ Ecuación 3-30

$$\rho = \frac{w_a}{V_a} = \frac{p'}{RT} = \frac{144\,P'}{RT}$$

$$R = \frac{8314}{M} = \frac{P'}{\rho T}$$ Ecuación 3-31

$$R = \frac{1545}{M} = \frac{144\,P'}{\rho T}$$

Resumen de fórmulas (conclusión)

$$P'V_a = n_a MRT = n_a\,8314T = \frac{w_a}{M}\,8314T$$ **Ecuación 3-32**

$$p'V_a = n_a MRT = n_a\,1545T = \frac{w_a}{M}\,1545T$$

Ecuación 3-33

$$\rho = \frac{w_a}{V_a} = \frac{P'M}{8314T} = \frac{P'S_g}{287T} = \frac{348.4\,p'S_g}{T}$$

$$\rho = \frac{w_a}{V_a} = \frac{p'M}{1545\,T} = \frac{P'M}{10.72\,T} = \frac{2.70\,P'S_g}{T}$$

donde

$n_a = w_a/M$ = número de moles de un gas

- **Radio hidráulico*** **Ecuación 3-34**

$$R_H = \frac{\text{área de la sección transversal de flujo (m}^2\text{ o pie}^2)}{\text{perímetro mojado (m o pie)}}$$

Relación con los diámetros equivalentes:

$D = 4R_H$

$d = 4000R_H$

*Véanse limitaciones en la página 1-4

Velocidad de líquidos en tuberías

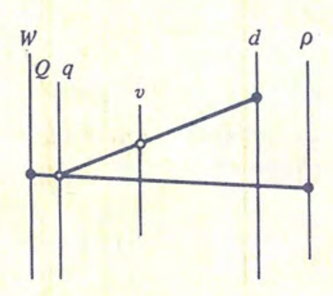
La velocidad media de cualquier líquido que fluye puede calcularse a partir de las siguientes fórmulas o por los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son soluciones gráficas de las fórmulas respectivas:

$$v = 1273.2 \times 10^3 \frac{q}{d^2} = 21.22 \frac{Q}{d^2} = 353.7 \frac{W}{d^2 \rho}$$

$$v = 183.3 \frac{q}{d^2} = 0.408 \frac{Q}{d^2} = 0.0509 \frac{W}{d^2 \rho}$$

(Para valores de d, consúltense las páginas B-23 a B-26)

La pérdida de presión por cada 100 metros (100 pies) y la velocidad en tuberías de cédula 40, para agua a 15°C (60°F), se han calculado para gastos o caudales usados normalmente en tuberías con pasos de 1/8 a 24 pulgadas; estos valores están tabulados en la página B-16.



Velocidad de líquidos en tuberías (continuación)

Ejemplo 1-a

Datos: Un aceite combustible del No. 3 a 15°C fluye en una tubería de 50.8 mm de cédula 40 a un caudal de 20 000 kilogramos por hora.

Hállese: El caudal en litros por minuto y la velocidad media en la tubería.

Solución:

1. $\rho = 897$ . . . . .página A-12

	Unir		Lectura
2.	$W = 20\,000$	$\rho = 897$	$Q = 375$
3.	$Q = 375$	50.8 mm cédula 40	$v = 2.9$

Ejemplo 1-b

Datos: Un aceite combustible del No. 3, a 60°F, fluye en una tubería de 2 pulgadas cédula 40, con un gasto o caudal de 45 000 libras por hora.

Hállese: El caudal en galones por minuto y la velocidad media en la tubería.

Solución:

1. $\rho = 56.02$ . . . .(página A-13)

	Unir		Lectura
2.	$W = 45\,000$	$\rho = 56.02$	$Q = 100$
3.	$Q = 100$	2 pulgadas cédula 40	$v = 10$

Ejemplo 2-a

Datos: El gasto máximo de un líquido será 1 400 litros por minuto con velocidad máxima limitada a 3 metros por segundo.

Hállese: El paso más pequeño de tubería de acero, de acuerdo al código ISO 336.

Solución:

	Unir		Lectura
1.	$Q = 1400$	$v = 3$	$d = 100$

2. De la tabla de la página B-28 la medida o el paso más pequeño de tubería adecuado a ISO 336, es el nominal de 4 pulgadas y diámetro interior 100.1 mm.

Ejemplo 2-b

Datos: El gasto máximo de un líquido debe ser 300 galones por minuto, con una velocidad máxima limitada a 12 pies por segundo en una tubería de cédula 40.

Hállese: La medida o el paso más pequeño de tubería utilizable y la velocidad en la tubería.

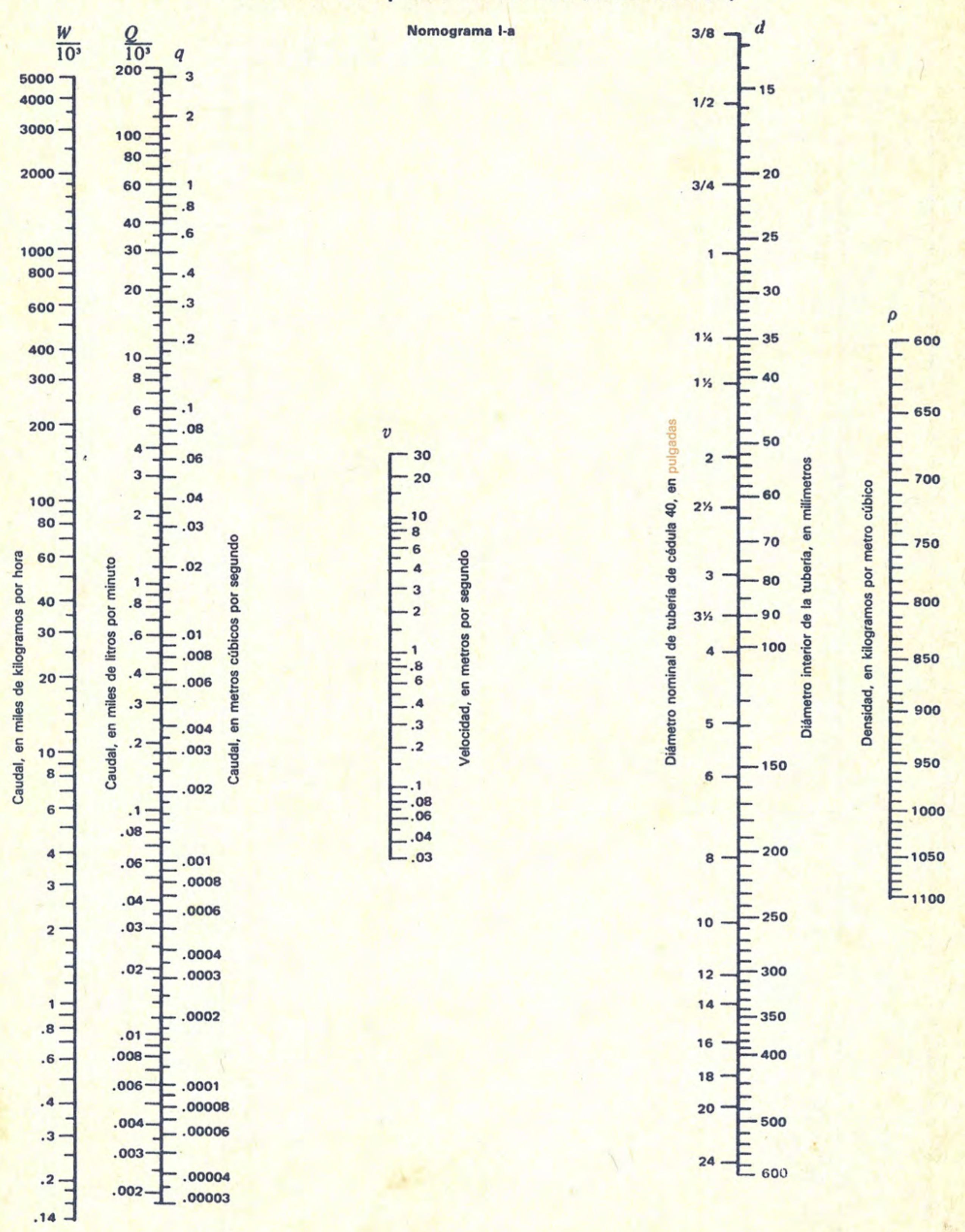
Solución:

	Unir		Lectura
1.	$Q = 300$	$v = 12$	$d = 3.2$
2.	Tubería recomendable = 3.5 pulg céd. 40		
3.	$Q = 300$	3.5 pulg céd. 40	$v = 10$

Velocidades utilizadas para el flujo de agua en tuberías

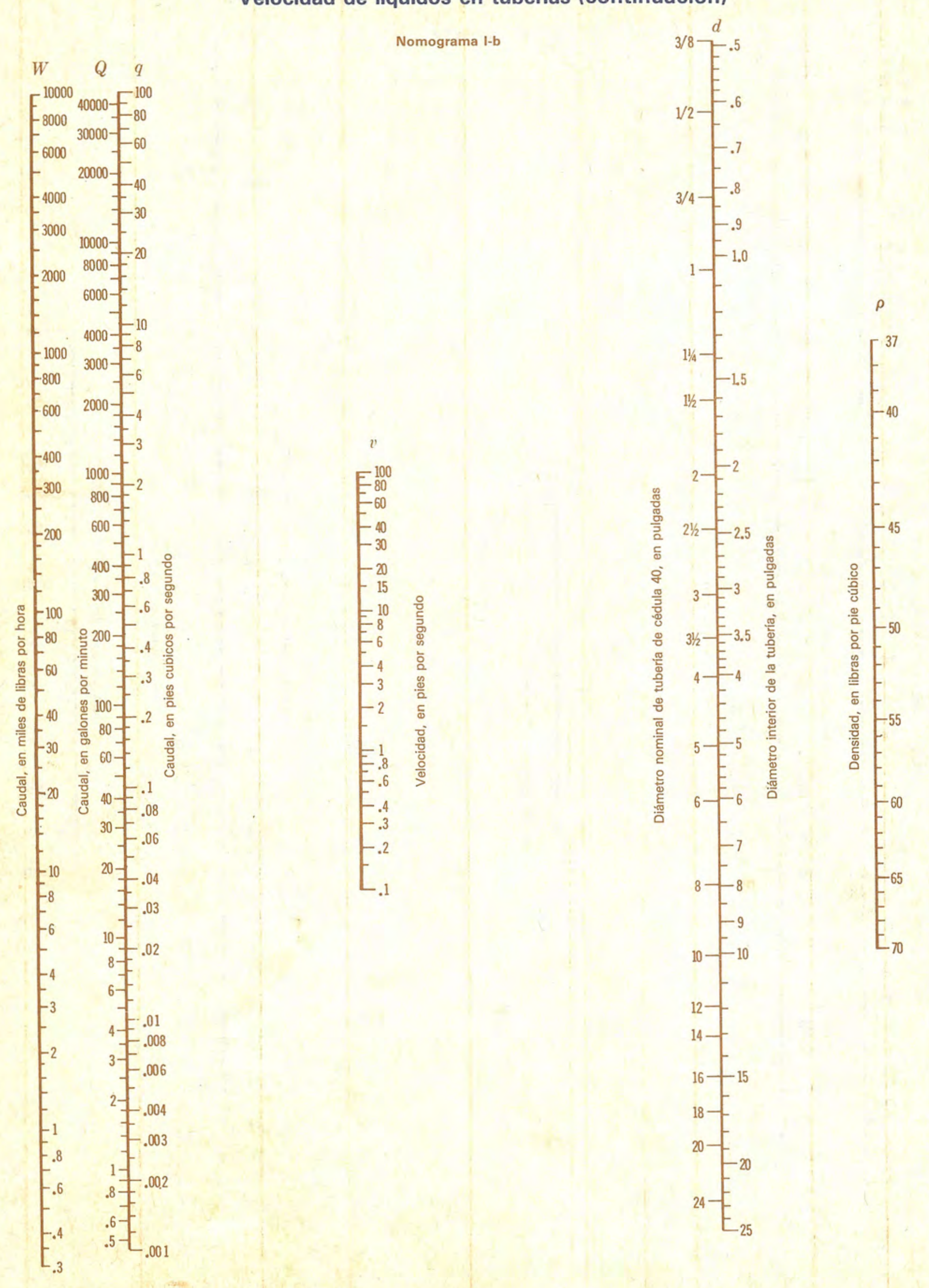
Servicio	Velocidad
Alimentación de calderas	2.4 a 4.6 m/s (8 a 15 pie/s)
Succión de bombas y líneas de descarga	1.2 a 2.1 m/s (4 a 7 pie/s)
Servicios generales	1.2 a 3.0 m/s (4 a 10 pie/s)
Distribución de agua potable	hasta 2.1 m/s (7 pie/s)

Velocidad de líquidos en tuberías (continuación)



Velocidad de líquidos en tuberías (continuación)

Nomograma I-b



Número de Reynolds para flujo líquido
Factor de fricción para tuberías limpias de acero

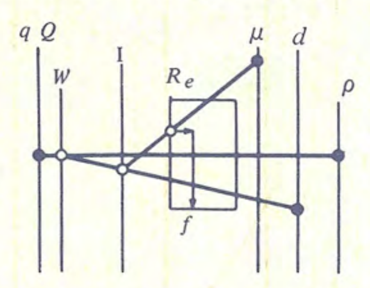
El número de Reynolds puede calcularse a partir de las fórmulas que se dan a continuación o de los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son soluciones gráficas de las fórmulas respectivas:

$$R_e = 1273 \times 10^3 \frac{q\rho}{d\mu} = 21.22 \frac{Q\rho}{d\mu} = 354 \frac{W}{d\mu}$$

$$R_e = 22\,700 \frac{q\rho}{d\mu} = 50.6 \frac{Q\rho}{d\mu} = 6.31 \frac{W}{d\mu}$$

(Para los valores de *d*, consúltense las páginas B-21 a B-26)

El factor de fricción o rozamiento para tuberías nuevas de acero puede obtenerse a partir de la gráfica que está en el centro del nomograma. Los factores de fricción para otros tipos de tubería pueden determinarse utilizando el número de Reynolds calculado y acudiendo a las páginas A-41 y A-43.



Ejemplo 3-a

Datos: Por una tubería de acero de 4 pulg cédula 40 fluye agua a 90°C con razón de 1 590 litros por minuto.

Hállese: El caudal en kilogramos por hora, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. ρ = 965 . . . . página A-10
2. μ = 0.31 . . . . página A-2
3. d = 102.3 . . . . página B-21

	Unir		Lectura
4.	Q = 1590	ρ = 965	W = 92 000
5.	W = 92 000	4 pulg cédula 40	Índice
6.	Índice	μ = 0.31	R_e = 1 000 000
7.	R_e = 1 000 000	horizontalmente a d = 102	f = 0.017

Ejemplo 3-b

Datos: En una tubería de acero cédula 40 de 4 pulgadas fluye agua a 200°F a razón de 415 galones por minuto.

Hállese: El gasto en libras por hora, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. ρ = 60.107 . . . . (página A-11)
2. μ = 0.30 . . . . (página A-5)

	Unir		Lectura
3.	Q = 415	ρ = 60.107	W = **200 000**
4.	W = 200 000	4 pulg cédula 40	Índice
5.	Índice	μ = 0.30	R_e = **1 000 000**
6.	R_e = 1 000 000	horizontalmente a d = 4.03	f = **0.017**

Número de Reynolds para flujo líquido
Factor de fricción para tuberías limpias de acero (continuación)

Ejemplo 4-a

Datos: Aceite de densidad 897 kg/m³ y viscosidad 9.4 centipoises, que fluye en una tubería de acero de 51 mm de diámetro interior a razón de 0.006 metros cúbicos por segundo.

Hállese: El caudal en kilogramos por hora, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

	Unir		Lectura
1.	q = 0.006	ρ = 897	W = 19 000
2.	W = 19 000	d = 51	Índice
3.	Índice	μ = 9.4	R_e = 14 500
4.	R_e = 14 500	horizontalmente a d = 51	f = 0.03

Ejemplo 4-b

Datos: Aceite combustible del No. 3 a 60°F fluye en una tubería de acero de 2 pulgadas cédula 40, a una razón de 100 galones por minuto.

Hallar: El gasto en libras por hora, el número de Reynolds y el factor de rozamiento.

Solución:

1. ρ = 56.02 ....(página A-12)
2. μ = 9.4 ....(página A-5)

	Unir		Lectura
3.	Q = 100	ρ = 56.02	W = **45 000**
4.	W = 45 000	2 pulg céd. 40	Índice
5.	Índice	μ = 9.4	R_e = **14 600**
6.	R_e = 14 600	horizontalmente a d = 2.07	f = **0.03**

Caída de presión en líneas de líquidos en flujo turbulento

La caída de presión en líquidos que fluyen puede calcularse a partir de la fórmula de Darcy o de los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas.

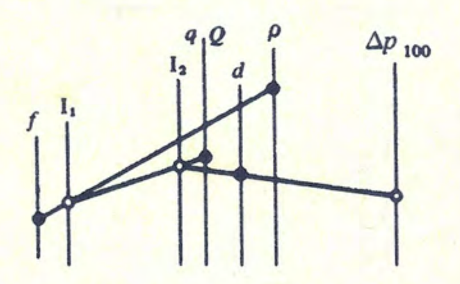
$$\Delta p_{100} = 0.5 \frac{f\rho v^2}{d} = 81\,055 \times 10^7 \frac{f\rho q^2}{d^5}$$

$$\Delta p_{100} = 225 \frac{f\rho Q^2}{d^5} = 62\,530 \frac{fW^2}{d^5 \rho}$$

$$\Delta P_{100} = 0.1294 \frac{f\rho v^2}{d} = 4350 \frac{f\rho q^2}{d^5}$$

$$\Delta P_{100} = 0.0216 \frac{f\rho Q^2}{d^5} = 0.000\,336 \frac{f W^2}{d^5 \rho}$$

(Para los valores de d, consúltense las páginas B-21 a B-26)



Cuando el gasto o caudal está dado en kilogramos por hora o en libras por hora (W), utilícense las siguientes ecuaciones para convertir a litros por minuto o galones por minuto (Q) o a metros cúbicos por segundo (q), o bien los nomogramas de las páginas anteriores.

$$Q = \frac{W}{0.06\rho} \quad ; \quad q = \frac{W}{3600\rho}$$

$$Q = \frac{W}{8.02\rho}$$

Para números de Reynolds inferiores a 2 000, el flujo se considera laminar y debe usarse el nomograma de la página 3-23.

La caída o pérdida de presión por cada 100 metros (100 pies) y la velocidad en tuberías de cédula 40, para agua a 15°C (60°F), se han calculado para los gastos o caudales usados normalmente en pasos o medidas de tubería de 1/8 a 24 pulgadas; estos valores están tabulados en la página B-16.

Número de Reynolds para flujo líquido (continuación)
Factor de fricción para tuberías limpias de acero



Nomograma II-a

Densidad, en kilogramos por metro cúbico

Diámetro interno de la tubería, en milímetros

Diámetro nominal de tubería de cédula 40, en pulgadas

Viscosidad absoluta, en centipoises

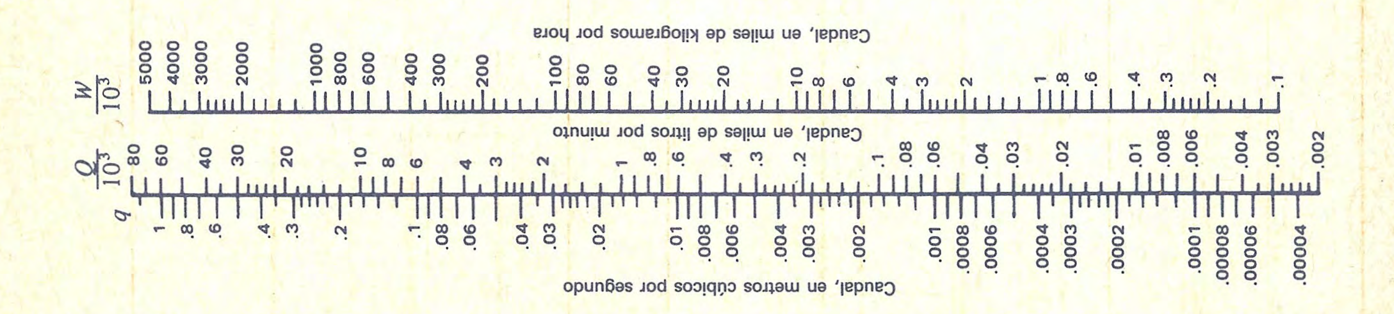
Diámetro interno de la tubería, en milímetros (pulgadas).

Factor de fricción para tubería limpia de acero

Número de Reynolds, en miles

Índice

Equivalencia de viscosidades: 1 centipoise (cP) = 10^{-3} pascales segundo (Pas)



Número de Reynolds para flujo líquido (continuación)
Factor de fricción para tuberías limpias de acero

Nomograma II-b

ρ — Densidad, en libras por pie cúbico

d — Diámetro interior de la tubería, en pulgadas

Diámetro nominal de tubería cédula 40, en pulgadas

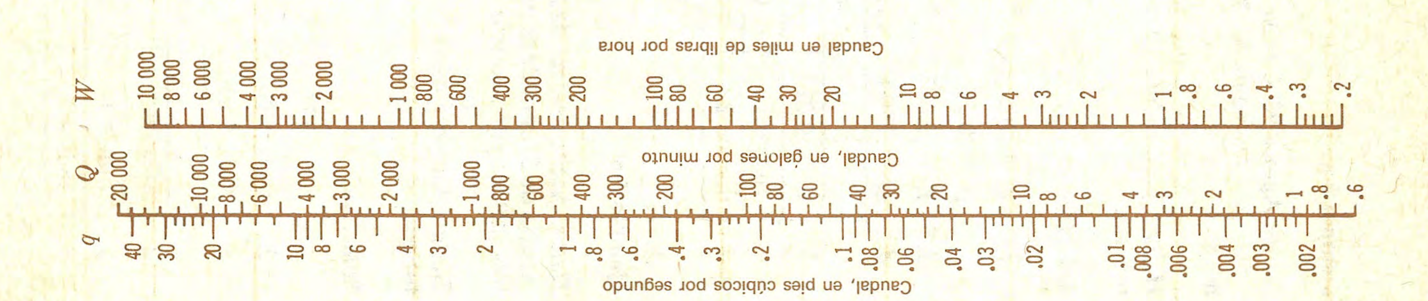
μ — Viscosidad absoluta, en centipoises

Diámetro interior de la tubería, en pulgadas

Factor de fricción para tubería limpia de acero

R_e — Número de Reynolds, en miles





Caída de presión en línea de líquidos en flujo turbulento (continuación)

Ejemplo 5-a

Datos: Agua a 90°C fluye en una tubería nueva de acero de 4 pulgadas de cédula 40, a razón de 92 000 kilogramos por hora.

Hallar: La pérdida de presión por cada 100 metros de tubería.

Solución:

1. ρ = 965. . . . . página A-10
2. μ = 0.31 . . . . página A-2
3. f = 0.017. . . . . Ejemplo 3-a
4. Q = 1590. . . . . Ejemplo 3-a

	Unir		Lectura
5.	f = 0.017	ρ = 965	Índice 1
6.	Índice 1	Q = 1590	Índice 2
7.	Índice 2	4 pulg cédula 40	Δp_{100} = 0.85

Ejemplo 5-b

Datos: Agua a 200°F fluye en una tubería nueva de acero de 4 pulgadas cédula 40 con un gasto de 200 000 libras por hora.

Hállese: La caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

1. ρ = 60.107 . . . .(página A-11)
2. μ = 0.30 . . . .(página A-5)
3. f = 0.017 . . . .(ejemplo 3-b)
4. Q = 415 . . . .(ejemplo 3-b)

	Unir		Lectura
5.	f = 0.017	ρ = 60.107	Índice 1
6.	Índice 1	Q = 415	Índice 2
7.	Índice 2	4 pulg cédula 40	ΔP_{100} = 3.6

Ejemplo 6-a

Datos: Aceite de densidad 897 kg/m³ fluye a través de una tubería de 51 mm de diámetro interior a una velocidad de tres metros por segundo.

Hallar: La pérdida de presión por cada 100 metros de tubería.

Solución:

1. ρ = 897
2. q = .006 . . . . nomograma I-a
3. f = 0.03 . . . . Ejemplo 4-a

	Unir		Lectura
4.	ρ = 897	f = 0.03	Índice 1
5.	Índice 1	q = 0.006	Índice 2
6.	Índice 2	d = 51	Δp_{100} = 2.4

Ejemplo 6-b

Datos: Aceite combustible del No. 3 a 60°F fluye en una tubería de 2 pulgadas cédula 40 a una velocidad de 10 pies por segundo.

Hállese: La caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

1. ρ = 56.02 . . . .(página A-12)
2. Q = 100 . . . (ejemplo 1-b)
3. f = 0.030 . . . .(ejemplo 4-b)

	Unir		Lectura
4.	ρ = 56.02	f = 0.030	Índice 1
5.	Índice 1	Q = 100	Índice 2
6.	Índice 2	2 pulg cédula 40	ΔP_{100} = 10

Caída de presión en líneas de líquidos en flujo turbulento (continuación)

Nomograma III-a

Equivalencias de presión: 1 bar = 10^5 Pa = 100 kPa

Δp_{100}

.01 .02 .03 .04 .05 .06 .08 .1 .2 .3 .4 .5 .6 .8 1 2 3 4 5 6 8 10 20 30

Pérdida de presión por cada 100 metros, en bar

ρ

1050 1000 950 900 850 800 750 700 650 600

Densidad, en kilogramos por metro cúbico

d

800 600 500 400 300 200 100 80 60 50 40 30 20 10 8 6 5

Diámetro interno de tubería, en milímetros

24 20 16 12 10 8 6 5 4 3 2½ 2 1½ 1¼ 1 3/4 1/2 3/8 1/4 1/8

Paso nominal de tubería, de cédula 40

$\frac{Q}{10^3}$

100 80 60 40 30 20 10 8 6 4 3 2 1 .8 .6 .4 .3 .2 .1 .08 .06 .04 .03 .02 .01 .008 .006 .004

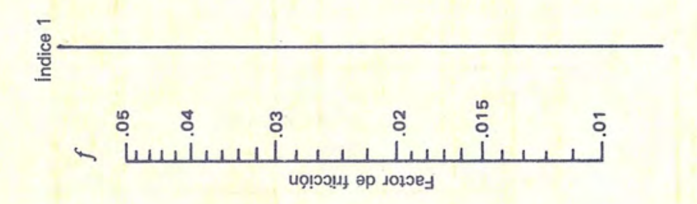
Caudal, en miles de litros por minuto

q

2 1 .8 .6 .4 .3 .2 .1 .08 .06 .04 .03 .02 .01 .008 .006 .004 .003 .002 .001 .0008 .0006 .0004 .0003 .0002 .0001

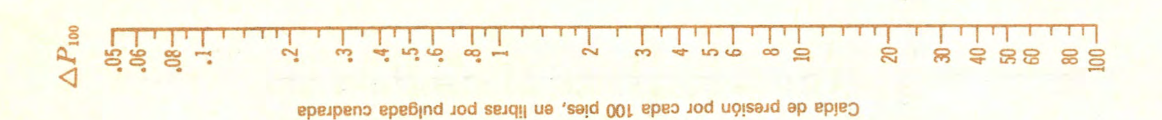
Caudal, en metros cúbicos por segundo

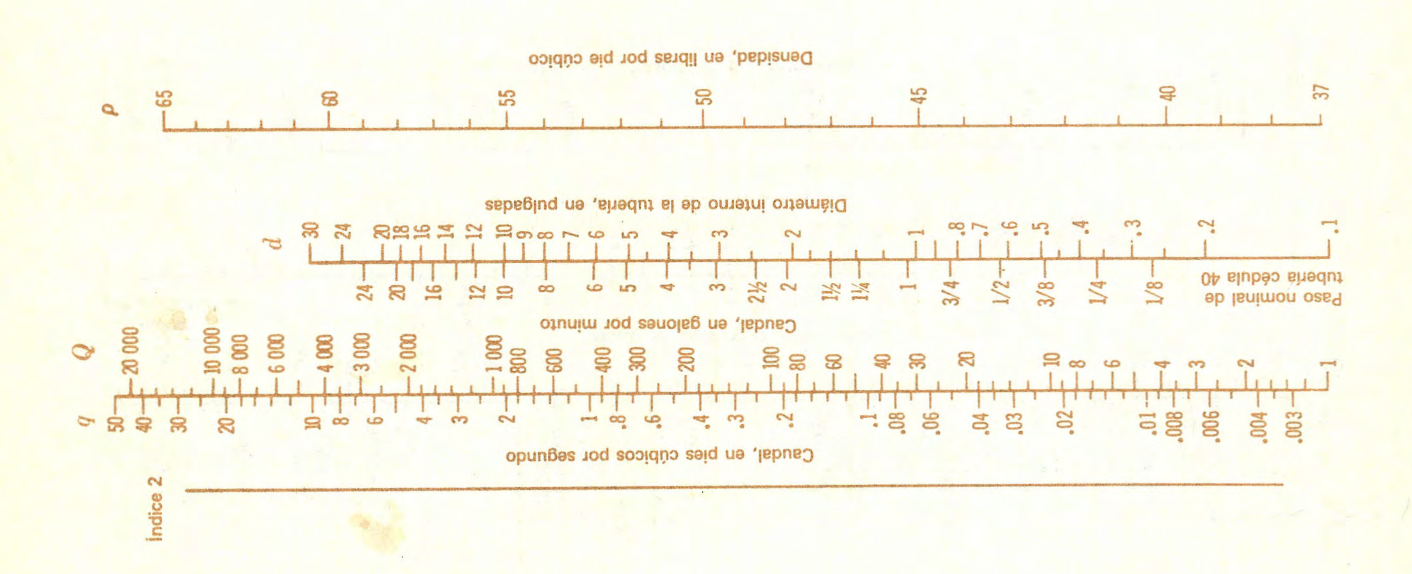
Índice 2

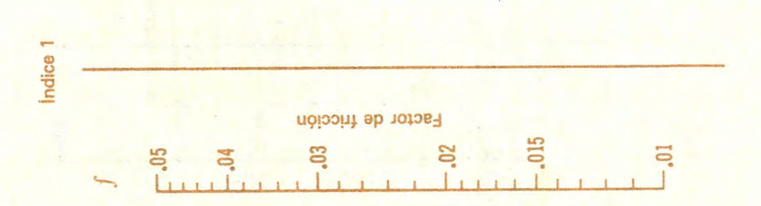


Caída de presión en líneas de líquidos en flujo turbulento (continuación)

Nomograma III-b







Caída de presión en líneas de líquidos para flujo laminar

La caída o pérdida de presión puede calcularse mediante las fórmulas dadas a continuación, o a partir de los nomogramas de las páginas siguientes, sólo cuando el flujo sea laminar. Los nomogramas son soluciones gráficas de las fórmulas respectivas.

El flujo se considera laminar cuando el número de Reynolds es inferior o igual a 2 000; por lo tanto, antes de usar las fórmulas o los nomogramas, debe calcularse el número de Reynolds a partir de la ecuación 3-3 o del nomograma II

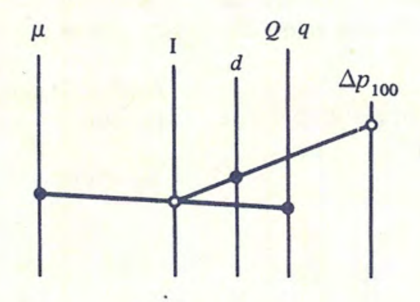
$$\Delta p_{100} = 32 \frac{\mu v}{d^2} = 4074 \times 10^4 \frac{\mu q}{d^4}$$

$$\Delta p_{100} = 679 \frac{\mu Q}{d^4}$$

$$\Delta P_{100} = 0.0668 \frac{\mu v}{d^2} = 12.25 \frac{\mu q}{d^4} = 0.0273 \frac{\mu Q}{d^4}$$

donde Δp_{100} es la caída de presión por cada 100 metros de tubería, expresada en bar.

(Para los valores de d, véanse las páginas B-21 a B-26)



Caída de presión en línea de líquidos para flujo laminar (continuación)

Ejemplo 7-a

Datos: Un aceite lubricante de densidad 897 kg/m³ y viscosidad 450 centipoises, fluye por una tubería de acero de 6 pulgadas cédula 40 a razón de 3 000 litros por minuto.

Hállese: La pérdida de presión en 100 metros de tubería.

Solución:

1. ρ = 897
2. μ = 450
3. R_e = 825. . . . . nomograma II-a
4. Como R_e < 2 000, el flujo es laminar y puede usarse el nomograma IV-a

	Unir		Lectura
5.	μ = 450	Q = 3000	Índice
6.	Índice	6 pulg céd. 40	Δp_{100} = 1.63

Ejemplo 7-b

Datos: Aceite lubricante SAE 30, a 60°F, fluye en una tubería de acero de 6 pulgadas cédula 40 con un gasto de 500 galones por minuto.

Hállese: La caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

1. ρ = 56.02 . . . .(página A-12)
2. μ = 450 . . . .(página A-5)
3. R_e = 550 . . . .(nomograma II-b)
4. Puesto que R_e < 2 000, el flujo es laminar y puede usarse el nomograma IV-b.

	Unir		Lectura
5.	μ = 450	Q = 500	Índice
6.	Índice	6 pulg céd. 40	ΔP_{100} = **4.5**

Ejemplo 8-a

Datos: Un aceite con una densidad de 875 kg/m³ y viscosidad de 95 centipoises, fluye por una tubería de acero de 79 mm de diámetro interior, a una velocidad de 2 metros por segundo.

Hállese: El caudal en litros por minuto y la pérdida de presión en 40 metros de tubería.

Solución:

1. ρ = 875
2. μ = 95
3. Q = 590. . . . . nomograma I-a
4. R_e = 1450. . . . . nomograma II-a
5. Como R_e <2 000, el flujo es laminar y puede usarse el nomograma IV-a

	Unir		Lectura
6.	μ = 95	Q = 590	Índice
7.	Índice	d = 79	Δp_{100} = 1

8. Para 40 metros de tubería la pérdida de presión es:

$$\Delta p_{40} = \frac{40}{100} \times 1 = 0.4$$

Ejemplo 8-b

Datos: Aceite lubricante SAE 10, a 60°F, fluye en una tubería de 3 pulgadas cédula 40, a una velocidad de 5 pies por segundo.

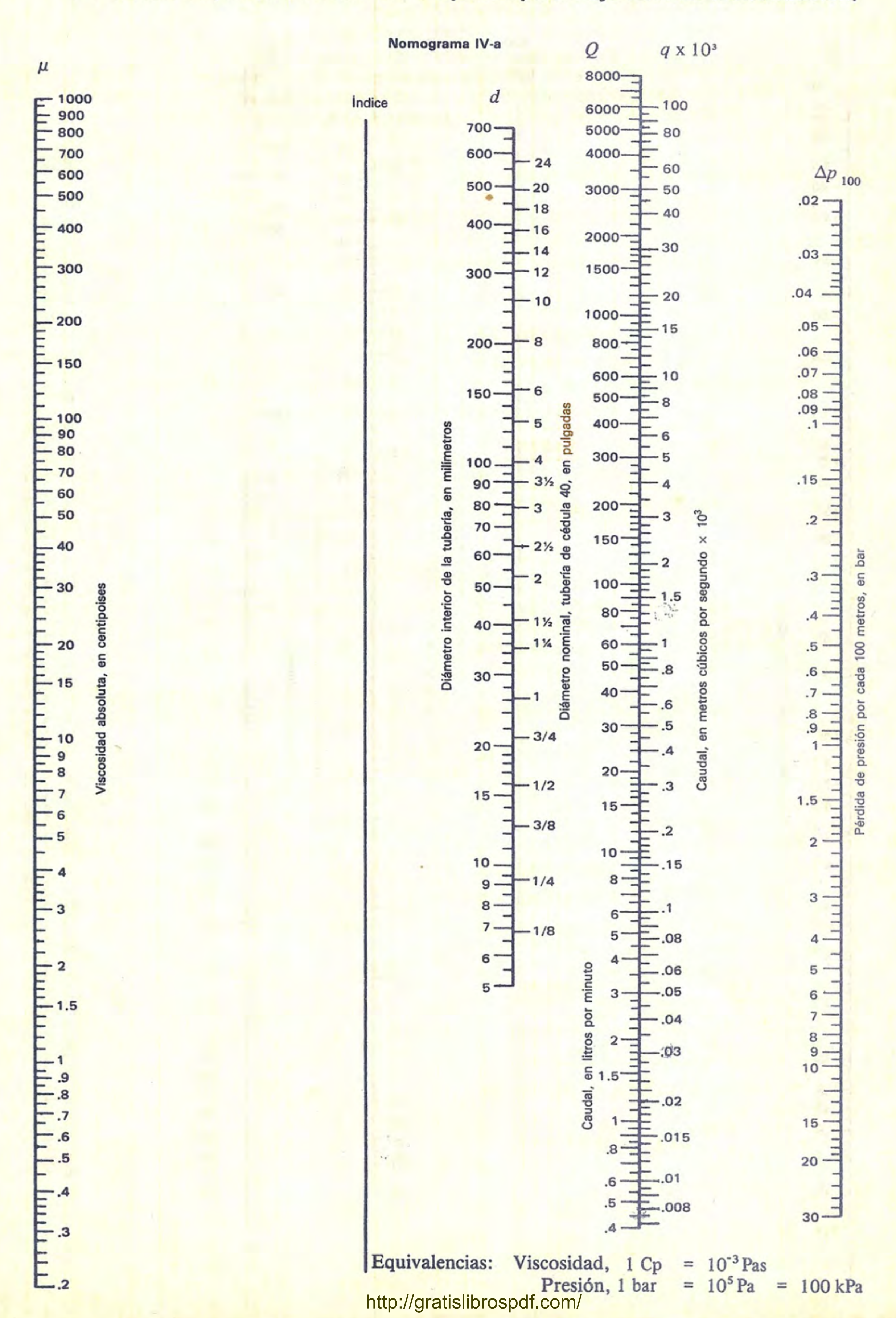
Hallar: El caudal en galones por minuto y la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

1. ρ = 54.64 . . . .(página A-12)
2. Q = **115** . . . .(nomograma I-b)
3. μ = 95 . . . .(página A-5)
4. R_e = 1100 . . . .(nomograma II-b)
5. Puesto que R_e < 2 000, el flujo es laminar y puede usarse el nomograma IV-b.

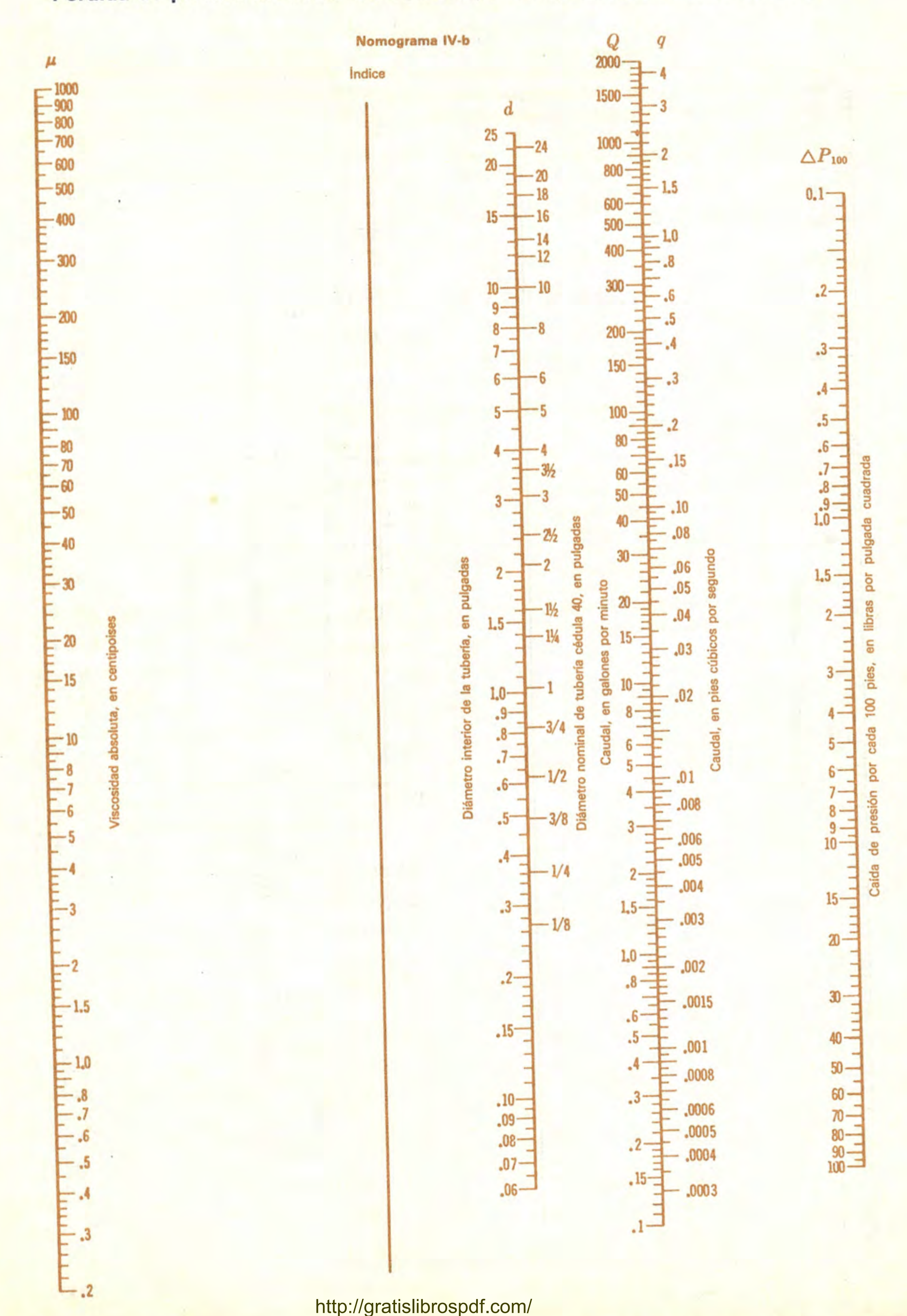
	Unir		Lectura
6.	μ = 95	Q = 115	Índice
7.	Índice	3 pulg céd. 40	ΔP_{100} = **3.4**

Pérdida de presión en líneas de líquidos para flujo laminar (continuación)



Equivalencias: Viscosidad, 1 Cp = 10^{-3} Pas
Presión, 1 bar = 10^5 Pa = 100 kPa

Pérdida de presión en líneas de líquidos para flujo laminar (continuación)



Flujo de líquidos en toberas y orificios

El flujo de líquidos en toberas y orificios puede determinarse a partir de las fórmulas dadas a continuación o mediante los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas correspondientes.

$$q = 3.48 \times 10^{-6}\ d_1^2\ C\sqrt{h_L} = 3.51 \times 10^{-4}\ d_1^2\ C\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$$

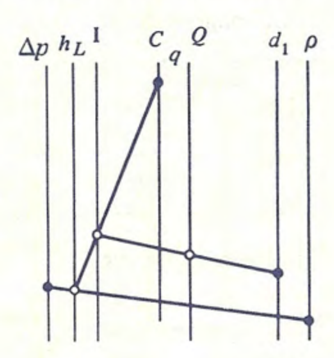
$$Q = 0.209\ d_1^2\ C\sqrt{h_L} = 21.07\ d_1^2\ C\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$$

$$q = 0.0438\ d_1^2\ C\sqrt{h_L} = 0.525\ d_1^2\ C\sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$$

$$Q = 19.65\ d_1^2\ C\sqrt{h_L} = 236\ d_1^2\ C\sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$$

donde d_1 = diámetro de la tobera u orificio.

La caída de presión o pérdida de altura estática se mide entre las tomas localizadas 1 diámetro antes y 0.5 diámetros después de la cara de entrada del orificio o tobera.



Ejemplo 9-a

Datos: Una presión diferencial de 0.2 bar se mide entre las tomas de una tobera de 50 mm de diámetro interior, acoplada a una tubería de acero de 3 pulgadas cédula 80 que conduce agua a 15°C.

Hállese: El caudal en litros por minuto.

Solución:

1. d_2 (diámetro interior) = 73.7 ... tubería de 3 pulgadas cédula 80 página B-21
2. $\beta = \frac{d_1}{d_2} = (50 \div 73.7) = 0.68$
3. $C = 1.12$. suponiendo flujo turbulento; página A-38
4. $\rho = 999$.................página A-10

	Unir		Lectura
5.	$\Delta p = 0.2$	$\rho = 999$	$h_L = 2.1$
6.	$h_L = 2.1$	$C = 1.12$	Índice
7.	Índice	$d_1 = 50$	$Q = 830$

8. Calcúlese R_e basado en el diámetro interior de la tubería (73.66 mm)
9. $\mu = 1.1$..................página A-4
10. $R_e = 220\,000$...........nomograma II-a
11. $C = 1.12$ correcto para $R_e = 220\,000$ página A-38
12. Cuando el factor C supuesto en el paso 3 no concuerda con lo indicado en la página A-38 para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, el factor debe ajustarse hasta conseguir un acuerdo razonable, mediante la repetición de los pasos 3 a 11 inclusive.

Ejemplo 9-b

Datos: Una presión diferencial de 2.5 libras/pulg² es medida entre las tomas, localizadas 1 diámetro antes y 0.5 diámetro después de la cara de entrada de una tobera de 2.00 pulgadas de diámetro interior, acoplada en una tubería de acero de 3 pulgadas cédula 80, la cual conduce agua a 60°F.

Hállese: El gasto o caudal en galones por minuto.

Solución:

1. $d_2 = 2.900$ ... (tubería 3 pulg cédula 80; página B-23)
2. $\beta = (2.000 \div 2.900) = 0.69$
3. $C = 1.13$ ..(supuesto flujo turbulento; página A-38)
4. $\rho = 62.371$..................(página A-11)

	Unir		Lectura
5.	$\Delta P = 2.5$	$\rho = 62.371$	$h_L = 5.8$
6.	$h_L = 5.8$	$C = 1.13$	Índice
7.	Índice	$d_1 = 2.000$	$Q = 215$

8. Calcúlese R_e basado en el diámetro interior de la tubería (2.90 pulgadas)
9. $\mu = 1.1$ ....(página A-5)
10. $R_e = 2.1 \times 10^5$ ....(nomograma II-b)
11. $C = 1.13$ es correcto para $R_e = 2.1 \times 10^5$ (página A-38)
12. Cuando el factor C supuesto en el paso 3 no concuerda con lo indicado en la página A-38 para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, el factor debe ajustarse hasta conseguir un acuerdo razonable, mediante la repetición de los pasos 3 a 11 inclusive.

Flujo de líquidos en toberas y orificios (continuación)

Ejemplo 10-a

Datos: El flujo de agua a 15°C en una tubería de 6 pulgadas, 150.7 mm de diámetro interior, debe restringirse a 850 litros por minuto, mediante un orificio de cantos vivos, a través del cual habrá una altura diferencial de presión de 1.2 metros de columna de agua.

Hállese: El diámetro del orificio.

Solución:

1. ρ = 999. . . . . página A-10
2. u = 1.1 . . . . página A-4
3. R_e = 110 000. . . . . nomograma II-a
4. Al suponer una relación β de 0.50
5. d_2 (diámetro interior) = 150.7
6. d_1 = 0.50 d_2 = 0.50 x 150.7 = 75.35
7. C = 0.62 . . . . página A-38

	Unir		Lectura
8.	h_L = 1.2	C = 0.62	Índice
9.	Índice	Q = 850	d_1 = 77

10. Un diámetro del orificio de 77 mm será satisfactorio, ya que se acerca razonablemente al valor supuesto en el paso 6.
11. Si el valor de d_1 determinado por el nomograma es más pequeño que el valor supuesto en el paso 6, repetir los pasos 6 a 10 inclusive, usando valores supuestos reducidos para d_1, hasta que concuerde con el valor determinado en el paso 9.

Ejemplo 10-b

Datos: El flujo de agua a 60°F en una tubería de 6 pulgadas cédula 40, debe restringirse a 225 galones por minuto mediante un orificio de cantos vivos, en donde debe haber una altura diferencial de presión de 4 pies de agua, medida entre las tomas localizadas a un diámetro antes y 0.5 diámetro después de la cara de entrada de la tobera u orificio.

Hállese: el diámetro del orificio.

Solución:

1. ρ = 62.371 . . . .(página A-11)
2. μ = 1.1 . . . .(página A-5)
3. R_e = 105 000 = (1.05×10^5) (nomograma II-b)
4. Suponiendo una relación β de 0.50
5. d_2 = 6.065 . . . . (página A-24)
6. d_1 = 0.50 d_2 = (0.50 x 6.065) = 3.033
7. C = 0.62 . . . .(página A-38)

	Unir		Lectura
8.	h_L = 4.0	C = 0.62	Índice
9.	Índice	Q = 225	d_1 = 3 pulg

10. Un diámetro de orificio de 3 pulgadas es satisfactorio, ya que se aproxima razonablemente al calor supuesto en el paso 6.
11. Si el valor de d_1 determinado por el nomograma es menor que el valor supuesto en el paso 6, repítanse los pasos 6 a 10 inclusive, usando valores supuestos reducidos para d_1 hasta que concuerde razonablemente con el valor determinado en el paso 9.

Flujo de líquidos en toberas y orificios (continuación)

Ejemplo 11-a

Datos: Una presión diferencial de 3.5 kilopascales se mide entre las tomas de un orificio de cantos vivos de 25 mm de diámetro interior, conectado a una tubería de acero 1.5 pulgadas cédula 80 que lleva un aceite lubricante de 897 kg/m³ de densidad y 450 centipoises de viscosidad.

Hállese: El caudal en metros cúbicos por segundo.

Solución:

1. Δp = 3.5 kPa = 0.035 bar
2. ρ = 897
3. d_1 (diámetro interior) = 38.1; página B-21
4. β = (25 ÷ 38.1) = 0.656
5. μ = 450 se supone el flujo laminar, ya que la viscosidad es alta; . . . . página A-4
6. C = 0.85 . . . . supuesto; página A-38

	Unir		Lectura
7.	Δp = 0.035	ρ = 897	h_L = 0.4
8.	h_L = 0.4	C = 0.85	Índice
9.	Índice	d_1 = 25	q = .0012

10. Calcúlese R_e basado en el diámetro interior de la tubería (38.14 mm)
11. R_e = 80. . . . . nomograma II-a
12. C = 0.84 para R_e = 80. . . . . . página A-38 Esto concuerda razonablemente con el valor supuesto en el paso 6.
13. Cuando el factor C supuesto en el paso 6 no concuerda con la página A-38 para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, debe ajustarse hasta conseguir que concuerden, repitiendo los pasos 6 a 12 inclusive.

Ejemplo 11-b

Datos: Una presión diferencial de 0.5 libras por pulgada cuadrada es medida entre las tomas de un orificio de cantos vivos de 1.00 pulgadas de diámetro interior, conectado en una tubería de acero de 1.25 pulgadas cédula 80, la cual conduce aceite lubricante SAE 30 a 60°F.

Hállese: El caudal en pies cúbicos por segundo.

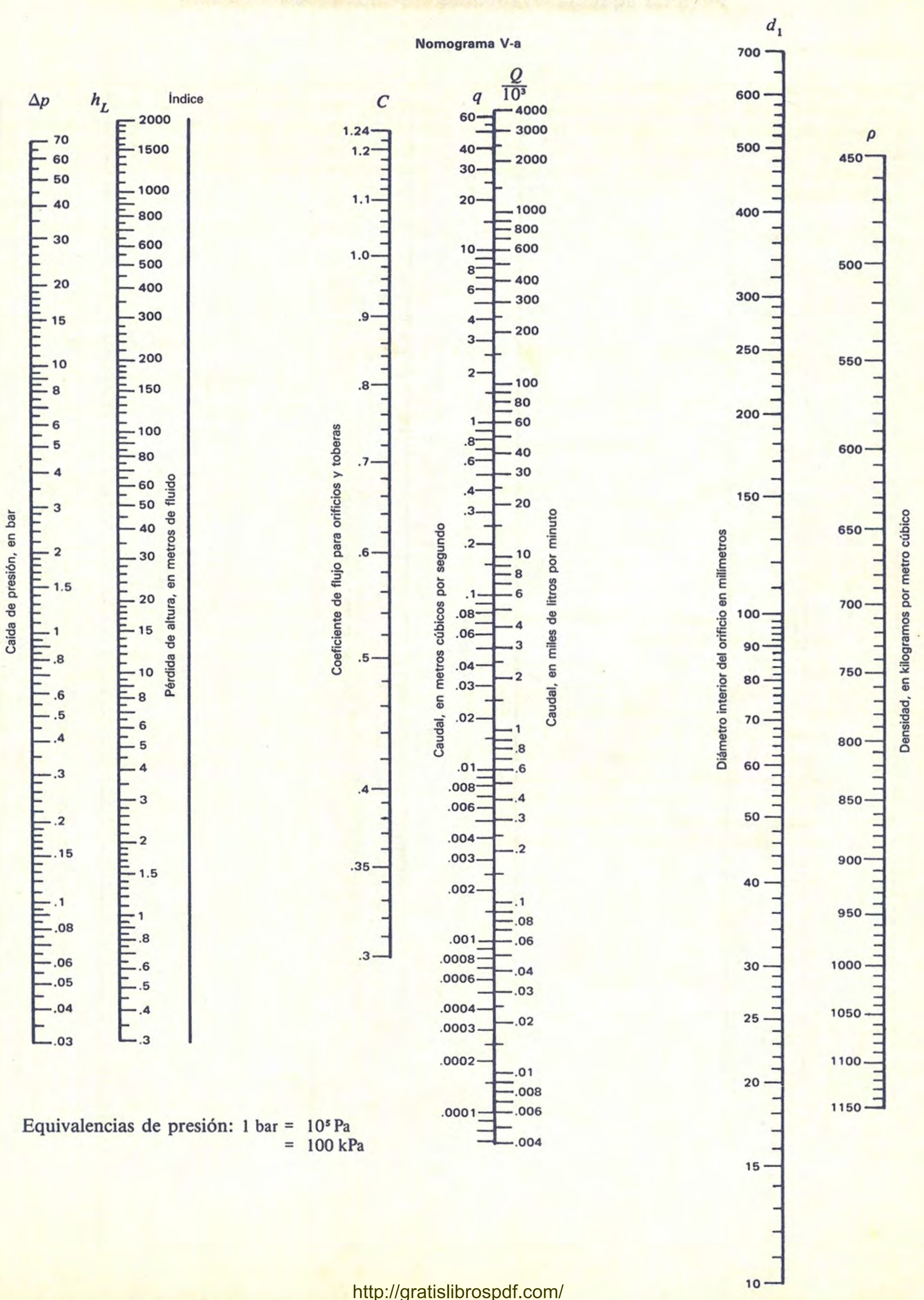
Solución:

1. ρ = 56.02 . . . . (página A-12)
2. d_2 = 1.278 . . . (tubería 1.25 pulgadas cédula 80; página B-23)
3. β = (1.000 ÷ 1.278) = 0.783
4. μ = 450 (se supone que el flujo es laminar puesto que la viscosidad es alta; página A-5)
5. C = 1.05 . . . . . . (supuesto; página A-38)

	Unir		Lectura
6.	ΔP = 0.5	ρ = 56.02	h_L = 1.3
7.	h_L = 1.3	C = 1.05	Índice
8.	Índice	d_1 = 1.0	q = 0.052

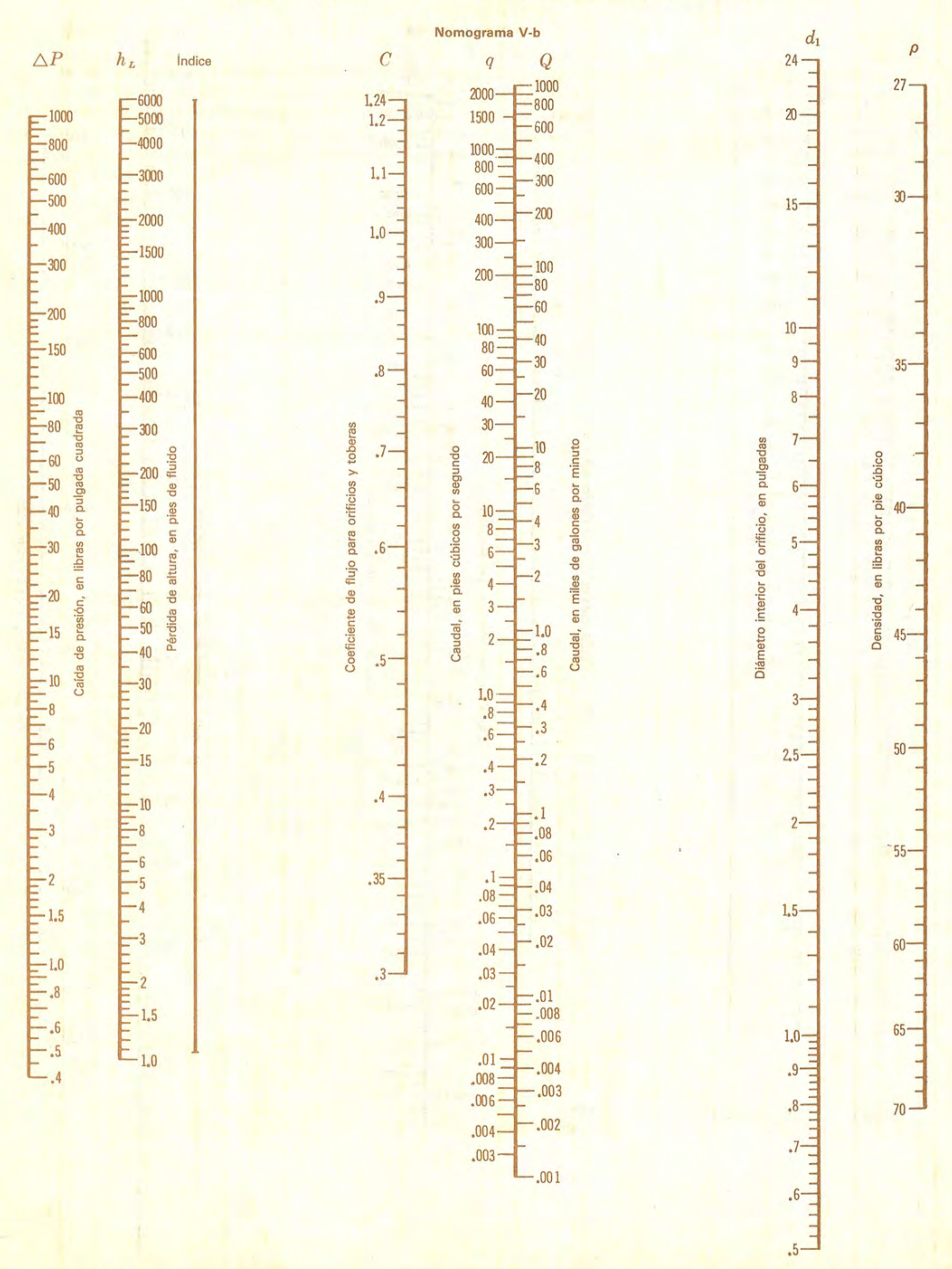
9. Calcúlese R_e basado en el diámetro interior de la tubería (1.278 pulgadas)
10. R_e = 115 . . . . (nomograma II-b)
11. C = 1.05 es correcto para R_e = 110 (página A-38)
12. Cuando el factor C supuesto en el paso 5 no concuerda con la página A-38 para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, dicho factor debe ajustarse hasta conseguir que concuerden razonablemente, repitiendo los pasos 5 a 11 inclusive.

Flujo de líquidos en toberas y orificios (continuación)



Equivalencias de presión: 1 bar = 10^5 Pa
= 100 kPa

Flujo de líquidos en tuberías y orificios (continuación)



Velocidad de fluidos compresibles en tuberías

La velocidad media de fluidos compresibles en tuberías puede calcularse mediante las fórmulas dadas a continuación o utilizando los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas respectivas.

$$V = \frac{21\,220\,W\bar{V}}{d^2} = \frac{21\,220\,W}{d^2\rho}$$

$$V = \frac{3.06\,W\bar{V}}{d^2} = \frac{3.06\,W}{d^2\rho}$$

(Para los valores de d, véanse las páginas B-21 A B-26)

Ejemplo 12-a

Datos: Vapor de agua a 45 bar manométrico y 450°C tiene que fluir por una tubería cédula 80 a razón de 15 000 kilogramos por hora con velocidad limitada a 2 500 metros por minuto.

Hállese: El paso de tubería adecuado y la velocidad por la tubería.

Solución:

	Unir		Lectura
1.	450°C	verticalmente hasta	45 bar (man)
2.	45 bares (manom.)	horizontalmente hasta	$\bar{V}$ = 0.069
3.	$\bar{V}$ = 0.069	W = 15 000	Índice
4.	Índice	V = 2500	d = 94
5.	4 pulg cédula 80 es adecuada		
6.	Índice	Tubería 4 pulg cédula 80	V = 2300

Ejemplo 12-b

Datos: Vapor de agua saturado, a 600 libras por pulgada cuadrada y 850°F, debe fluir por una tubería cédula 80 a razón de 30 000 libras por hora y una velocidad limitada a 8 000 pies por minuto.

Hállese: El paso de tubería adecuado y la velocidad en la tubería.

Solución:

	Unir		Lectura
1.	850°F	verticalmente hasta	600 lb/pulg² (man.)
2.	600 lb/pulg	horizontalmente	$\bar{V}$ = 1.22
3.	$\bar{V}$ = 1.22	W = 30 000	Índice
4.	Índice	V = 8 000	d = 3.7
5.	4 pulg cédula 80 es adecuada		
6.	Índice	4 pulg cédula 80	V = 7 600

Velocidad de fluidos compresibles en tuberías (continuación)

Ejemplo 13-a

Datos: Aire a 30 bar manométricos y 15°C fluye por una tubería de acero de 40.3 mm de diámetro interior a razón de 4 000 metros cúbicos por hora en condiciones normales (1.01325 bar y 15°C).

Hállese: El caudal en kilogramos por hora y la velocidad en metros por minuto.

Solución:

1. W = 4900, usando $S_g = 1.0$ . . . . página B-2
2. ρ = 37.5 .página A-18

	Unir		Lectura
3.	ρ = 37.5	W = 4900	Índice
4.	Índice	d = 40.3	V = 1700

Ejemplo 13-b

Datos: Aire a 400 libras/pulg² manométricas y 60°F fluye por una tubería de 1.5 pulgadas cédula 40, a razón de 144 000 pies cúbicos por hora en condiciones normales (14.7 lb/pulg² y 60°F).

Hállese: El gasto en libras por hora y la velocidad en pies por minuto.

Solución:

1. W = 11 000, usando S_g = 1.0 . . . (página B-3)
2. ρ = 2.16 . . . .(página A-19)

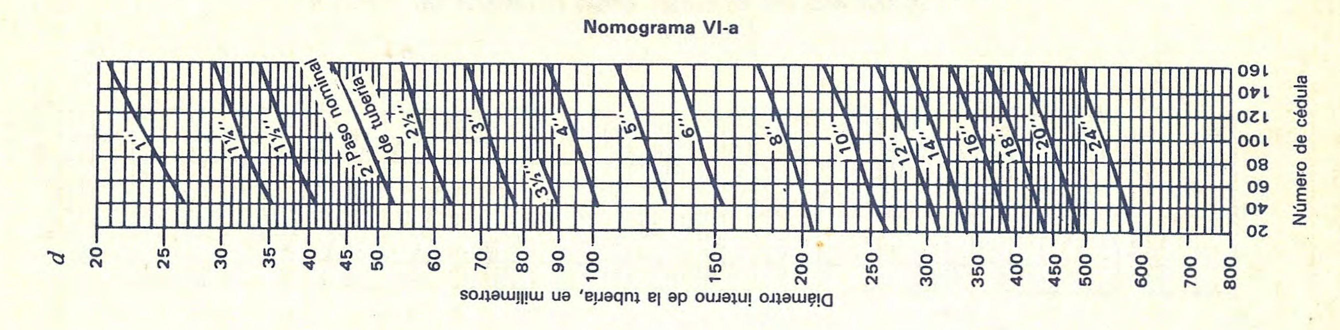
	Unir		Lectura
3.	ρ = 2.16	W = 11 000	Índice
4.	Índice	1.5 pulg cédula 40	V = 6 000

Velocidades razonables para el flujo de vapor de agua en tuberías

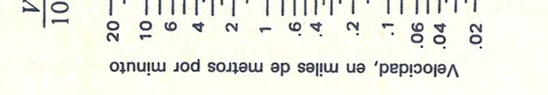
Condiciones del vapor de agua	Presión bar (p) (libras/pulg²)	Servicio	Velocidad razonable metros por minuto (pies por minuto) (V)
Saturado	0 a 1.7 (0 a 25)	Calefacción (líneas cortas)	1200 a 1800 (4000 a 6000)
	mayor de 1.7 (mayor de 25)	Equipo centrales térmicas, tubería de proceso, etc.	1800 a 3000 (6000 a 10 000)
Sobrecalentado	mayor de 14 (mayor de 200)	Conexiones de calderas, turbinas, etc.	2000 a 6000 (7000 a 20 000)

Velocidad de fluidos compresibles en tuberías (continuación)

Nomograma VI-a







Índice

ρ — Densidad, en kilogramos por metro cúbico

V̄ — Volumen específico, en metros cúbicos por kilogramo

Volumen específico del vapor de agua

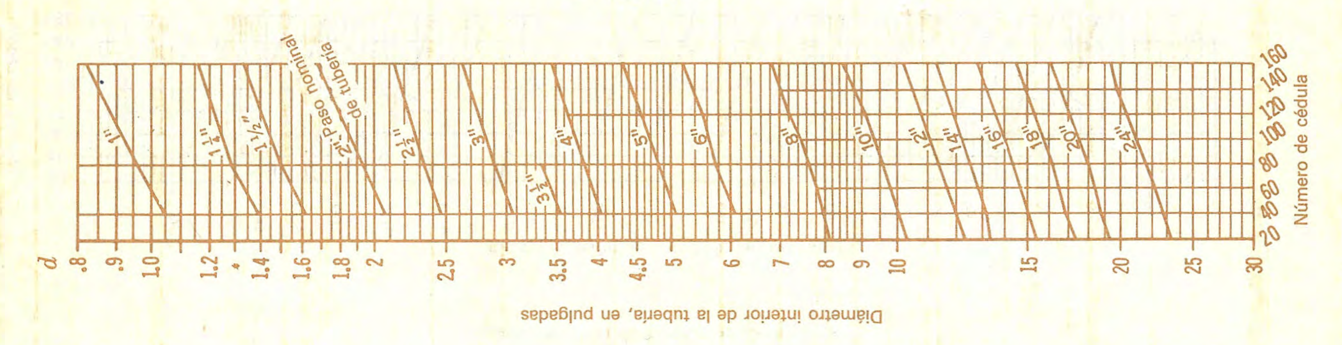
Presión manométrica, bar

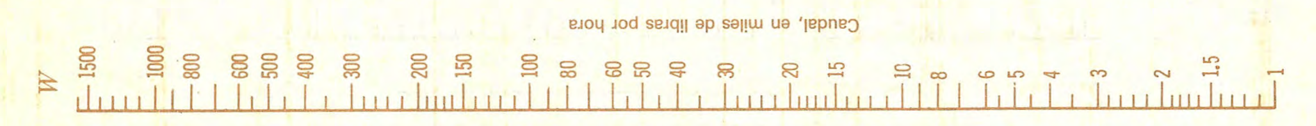
Vapor saturado

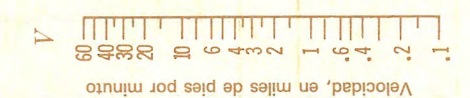
Temperatura °C

Velocidad de fluidos compresibles en tuberías (continuación)











Densidad, en libras por pie cúbico

ρ .03 .04 .05 .06 .08 .10 .2 .3 .4 .5 .6 .8 1.0 2 2.5 3 4 5 6 8 10

Volumen específico, en pies cúbicos por libra

$\bar{V}$ 30 20 15 10 8 6 5 4 3 2 1.5 1 .8 .6 .5 .4 .3 .2 .15 .10

Volumen específico del vapor de agua

Libras por pulgada cuadrada manométrica

0 5 10 15 20 25 30 40 50 60 70 80 100 120 140 160 180 200 250 300 350 400 500 600 700 800 900 1000 1200 1400 1600 1800 2000 2400 2800 3191.5

Vapor saturado

Temperatura °F

200 300 400 500 600 700 800 900 1000 1100 1200

Número de Reynolds para flujo compresible
Factor de fricción para tubería limpia de acero

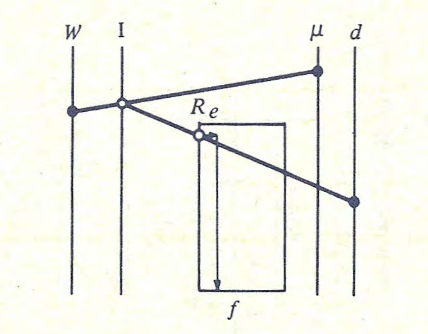
El número de Reynolds puede determinarse a partir de las fórmulas que se dan a continuación o por medio de los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas correspondientes.

El factor de fricción para tuberías nuevas de acero puede obtenerse a partir de la gráfica en el centro de los nomogramas. El factor de fricción para otros tipos de tubería puede determinarse utilizando el número de Reynolds calculado y consultando las páginas A-41 y A-43.

$$R_e = 354\frac{W}{d\mu} = 432\frac{q'_h S_g}{d\mu}$$

$$R_e = 6.31\frac{W}{d\mu} = 0.482\frac{q'_h S_g}{d\mu}$$

(Los valores de d, consúltense las páginas B-21 a B-26)



Ejemplo 14-a

Datos: Gas natural con un peso específico de 0.62 a 17 bar manométricos y 15°C, fluye por una tubería de acero de 200 mm de diámetro interior a razón de 34 000 metros cúbicos por hora.

Hállese: El caudal en kilogramos por hora, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. W = 26 000, usando $S_g = 0.62$. . . . . . página B-2
2. μ = 0.012 .página A-8

	Unir		Lectura
3.	W = 26 000	μ = 0.012	Índice
4.	Índice	d = 200	R_e = 4 000 000
5.	R_e = 4 000 000	horizontalmente hasta 200 mm diámetro interior	f = 0.014

Nota: La presión de derrame de los gases, tiene un efecto despreciable sobre la viscosidad, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Ejemplo 14-b

Datos: Gas natural con un peso específico de 0.75, a 250 libras por pulg² manométricas y 60°F fluye en una tubería limpia de acero 8 pulgadas cédula 40 a razón de 1 200 000 pies cúbicos/hora.

Hállese: El gasto en libras por hora, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. W = 69 000, usando S_g = 0.75 . . (página B-3)
2. μ = 0.011 . . . .(página A-9)

	Unir		Lectura
3.	W = 69 000	μ = 0.011	Índice
4.	Índice	8 pulg céd. 40	R_e = **5 000 000**
5.	R_e = 5 000 000	horizontalmente hasta 8 pulg diámetro interior	f = **0.014**

Nota: La presión de derrame de los gases, tiene un efecto despreciable sobre la viscosidad, el número de Reynolds y el factor de fricción.

Número de Reynolds para flujo compresible
Factor de fricción para tubería limpia de acero (continuación)

Ejemplo 15-a

Datos: Vapor de agua a 40 bar y 450°C fluye por una tubería de 4 pulgadas, cédula 80 a razón de 14 000 kilogramos por hora.

Hállese: El número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. d = 97.2 .... página B-21
2. μ = 0.029 .... página A-2

	Unir		Lectura
3.	W = 14 000	μ = 0.029	Índice
4.	Índice	d = 97.2	R_e = 1 750 000
5.	R_e = 1 750 000	horizontalmente a 97 mm de diámetro interior	f = 0.017

Ejemplo 15-b

Datos: Vapor de agua a 600 libras/pulg² manométricas y 850°F fluye por una tubería de acero de 4 pulgadas cédula 80, a razón de 30 000 libras/hora.

Hállese: El número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. d = 3.826 .... (página B-24)
2. μ = 0.029 .... (página A-3)

	Unir		Lectura
3.	W = 30 000	μ = 0.029	Índice
4.	Índice	d = 3.826	R_e = 1 700 000
5.	R_e = 1 700 000	horizontalmente a d = 3.826	f = 0.017

Número de Reynolds para flujo compresible
Factor de fricción para tubería limpia de acero (continuación)

Nomograma VII-a

Diámetro nominal de tubería cédula 40, en milímetros

½ ¾ 1 1¼ 1½ 2 2½ 3 3½ 4 5 6 8 10 12 14 16 18 20 24

d

7 8 9 10 15 20 30 40 50 60 70 80 90 100 150 200 300 400 500 600 700 800 900 1000

Diámetro interior de la tubería, en milímetros

μ

.008 .009 .010 .011 .012 .013 .014 .015 .016 .017 .018 .019 .020 .025 .030 .035 .040 .045 .050

Viscosidad absoluta, en centipoises

Diámetro interior de las tuberías, en milímetros

900 600 450 300 250 200 150 125 100 80 50 40 32 25 20 15

Factor de fricción para tubería limpia de acero

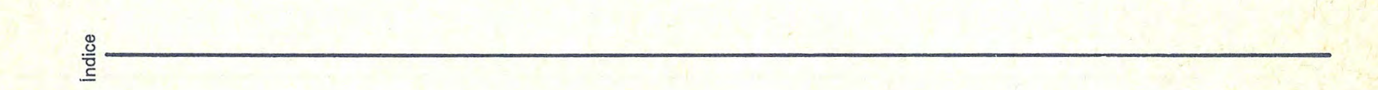
.01 .02 .03 .04 .05

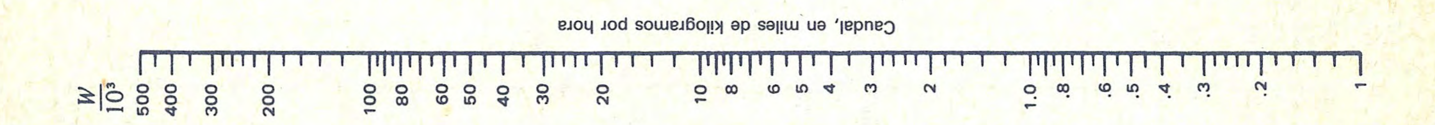
$\frac{R_e}{10^3}$

10 000 8000 6000 4000 3000 2000 1000 800 600 400 300 200 100 80 60 40 30 20 10 8 6 4 3 2

Número de Reynolds, en miles

Equivalencia de viscosidades: 1 centipoise (cP) = 10^{-3} pascales segundos (Pas)





Número de Reynolds para flujo compresible
Factor de fricción para tubería limpia de acero (continuación)

Nomograma VII-b

Diámetro nominal de tubería cédula 40, en pulgadas

1/2 3/4 1 1¼ 1½ 2 2½ 3 3½ 4 5 6 8 10 12 14 16 18 20 24

d

.3 .4 .5 .6 .7 .8 .9 1.0 1.5 2 3 4 5 6 7 8 9 10 15 20 30 40

Diámetro interior de la tubería, en pulgadas

μ

.008 .009 .010 .011 .012 .013 .014 .015 .016 .017 .018 .019 .020 .025 .030 .035 .040 .045 .050

Viscosidad absoluta, en centipoises

Diámetro interior de las tuberías, en pulgadas

36 24 18 12 10 8 6 5 4 3 2 1½ 1¼ 1 3/4 1/2

Factor de fricción para tubería limpia de acero

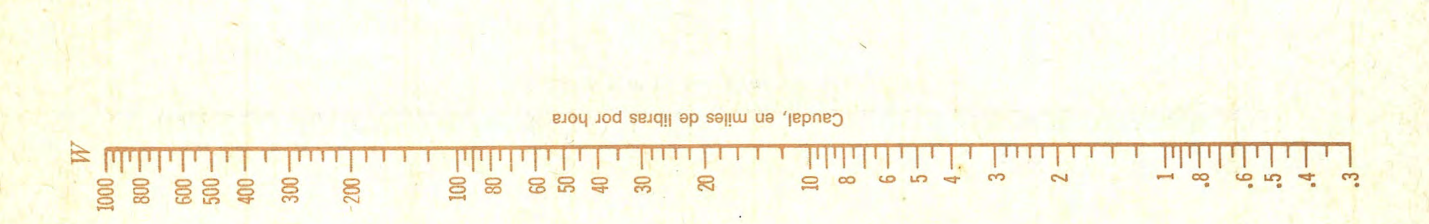
.05 .04 .03 .02 .01

R_e

10 000 8 000 6 000 4 000 3 000 2 000 1 000 800 600 400 300 200 100 80 60 40 30 20 10 8 6 4 3 2

Número de Reynolds, en miles

Indice



Pérdida de presión en líneas de flujo compresible

La caída de presión debida al flujo de fluidos compresibles puede calcularse a partir de la fórmula de Darcy o de los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas correspondientes.

$$\Delta p_{100} = 62\,530 \frac{f W^2 \bar{V}}{d^5} = 62\,530 \frac{f W^2}{d^5 \rho}$$

$$\Delta p_{100} = 93\,650 \frac{f (q'_h)^2 S_g^2}{d^5 \rho}$$

$$\Delta P_{100} = 0.000\,336 \frac{f W^2 \bar{V}}{d^5} = 0.000\,336 \frac{f W^2}{d^5 \rho}$$

$$\Delta P_{100} = 0.000\,001\,959 \frac{f (q'_h)^2 S_g^2}{d^5 \rho}$$

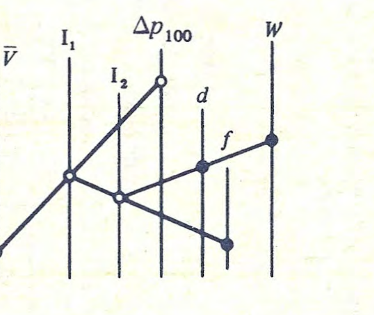
(Para los valores de d, consúltense las páginas B-21 a B-26).

Cuando el gasto o caudal está expresado en metros cúbicos/hora (pies cúbicos/hora) en condiciones normales (q'_h), úsense las siguientes ecuaciones o los nomogramas de la página B-2, para convertirlos a kilogramos/hora (libras/hora). (W).

$$W = 1.225\, q'_h\, S_g$$

$$W = 0.0764\, q'_h\, S_g$$

Aire: Consúltese la página B-18 para caídas de presión en bar por cada 100 metros (libras/pulg² por cada 100 pies de tubería cédula 40).



Ejemplo 16-a

Datos: Vapor de agua a 40 bar manométricos y 450°C fluye por una tubería de 4 pulgadas cédula 80, a razón de 14 000 kilogramos por hora.

Hállese: La pérdida de presión por cada 100 metros de tubería.

Solución:

1. d = 97.2 . . . . página B-21
2. μ = 0.029 . . . . página A-2
3. f = 0.017 . . . . nomograma VII-a
4. $\bar{V}$ = 0.078 . . . . página A-35 o nomograma VI-a

	Unir		Lectura
5.	W = 14 000	d = 97.2	Índice 2
6.	Índice 2	f = 0.017	Índice 1
7.	Índice 1	$\bar{V}$ = 0.078	Δp_{100} = 1.88

Ejemplo 16-b

Datos: Vapor de agua a 600 libras/pulg² manométricas y 850°F fluye por una tubería de acero de 4 pulgadas cédula 80 a razón de 30 000 libras por hora.

Hállese: La caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

1. d = 3.826 . . . . (página B-24)
2. μ = 0.029 . . . . (página A-3)
3. f = 0.017 . . . . (nomograma VII-b)
4. $\bar{V}$ = 1.22 . . (nomograma VII-b o página A-33)

	Unir		Lectura
5.	W = 30 000	d = 3.826	Índice 2
6.	Índice 2	f = 0.017	Índice 1
7.	Índice 1	$\bar{V}$ = 1.22	ΔP_{100} = 7.5

Pérdida de presión en líneas de flujo compresible (continuación)

Ejemplo 17-a

Datos: Gas natural a 17 bar manométricos y 15°C fluye por una tubería de acero de 200 mm de diámetro interior a razón de 34 000 metros cúbicos por hora; su peso específico es 0.62.

Hállese: El caudal en kilogramos por hora y la caída de presión por cada 100 metros de tubería.

Solución:

1. W = 26 000. . . . . página B-2
2. μ = 0.12 . . . . página A-8
3. f = 0.014. . . . . nomograma VII-a
4. ρ = 13.5 .página A-18

	Unir		Lectura
5.	W = 26 000	d = 200	Índice 2
6.	Índice 2	f = 0.014	Índice 1
7.	Índice 1	ρ = 13.5	Δp_{100} = 0.135

Ejemplo 17-b

Datos: Un gas natural con peso específico de 0.75, a 250 libras por pulg² manométricas y 60°F, fluye por una tubería de 8 pulgadas cédula 80 a razón de 1 200 000 pies cúbicos por hora.

Hállese: El gasto en libras por hora y la caída de presión por cada 100 pies de tubería.

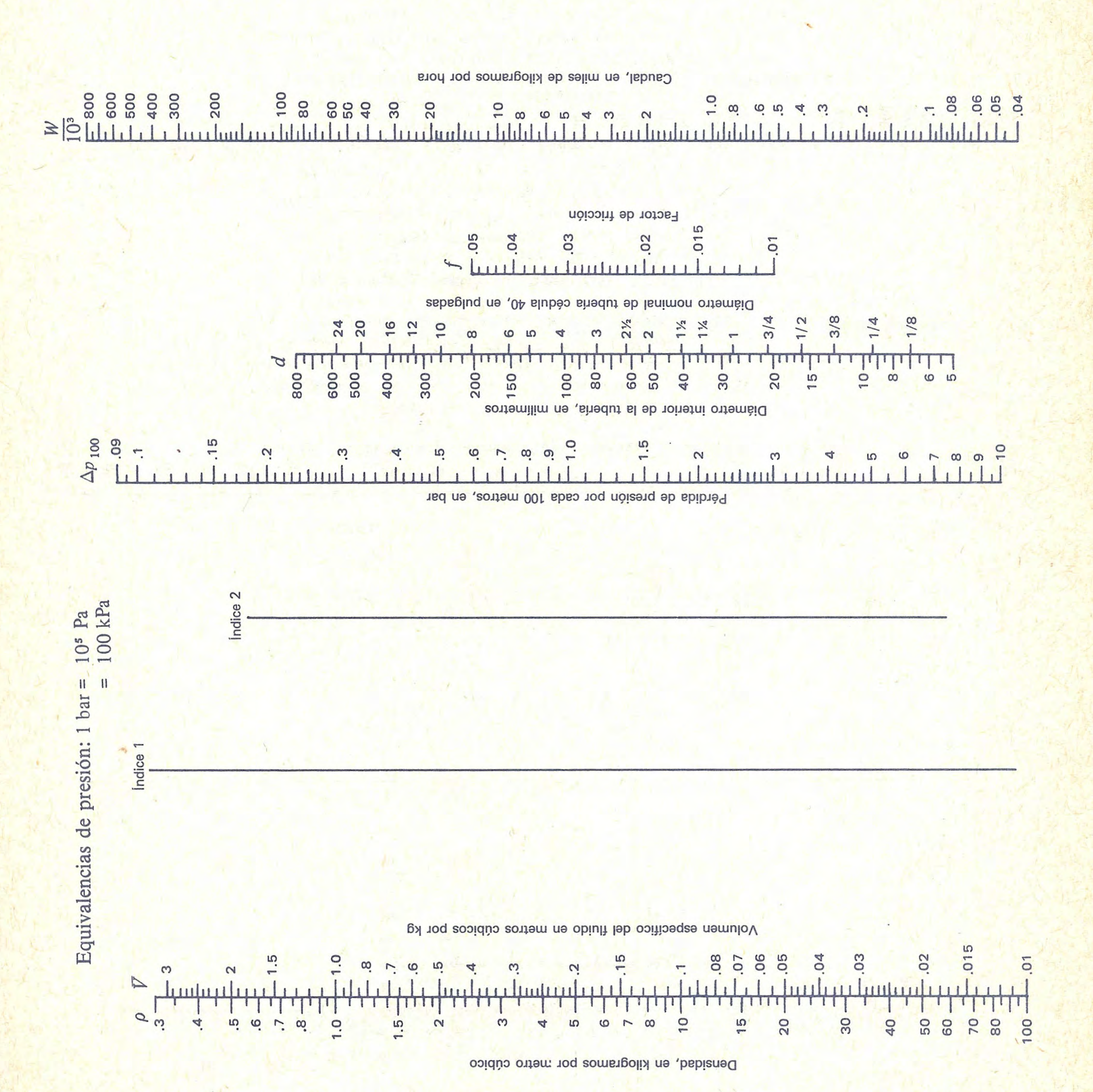
Solución:

1. W = **69 000** . . . . usando S_g = 0.75 (página B-3)
2. μ = 0.011 . . . .(página A-9)
3. f = 0.014 . . . .(nomograma VII-b)
4. ρ = 1.03 . . . .(página A-19)

	Unir		Lectura
5.	W = 69 000	8 pulg céd. 40	Índice 2
6.	Índice 2	f = 0.014	Índice 1
7.	Índice 1	ρ = 1.03	ΔP_{100} = **0.68**

Pérdida de presión en líneas de flujo compresible (continuación)

Nomograma VIII-a



Pérdida de presión en líneas de flujo compresible (continuación)



W — Gasto, en miles de libras por hora

f — Factor de fricción

Diámetro nominal, de la tubería cédula 40, en pulgadas

d — Diámetro interior de la tubería, en pulgadas

ΔP_{100} — Caída de presión por cada 100 pies, en libras por pulg cuadrada

Índice 2

Índice 1

$\bar{V}$ — Volumen específico del fluido, en pies cúbicos por libra

ρ — Densidad, en libras por pie cúbico

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles

Pérdida de presión, caudal y diámetro de tubería

La fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles es exacta para flujo totalmente turbulento; además, su utilización proporciona una buena aproximación en cálculos relacionados con flujo de fluidos compresibles en tuberías comerciales de acero, para la mayoría de las condiciones normales de flujo.

Si las velocidades son bajas, los factores de fricción supuestos en la fórmula simplificada pueden ser demasiado bajos; en tales casos, las fórmulas y los nomogramas VIII-a y VIII-b pueden utilizarse para proporcionar mayor exactitud.

La fórmula de Darcy puede escribirse de las siguientes formas:

$$\Delta p_{100} = \frac{62\,530\, f\, W^2\, \bar{V}}{d^5} = \left(\frac{W^2}{10^8}\right)\left(\frac{62\,530 \times 10^8 f}{d^5}\right)\bar{V}$$

Cuando

$$C_1 = \frac{W^2}{10^8} \qquad C_2 = \frac{62\,530 \times 10^8\, f}{d^5}$$

$$\Delta P_{100} = W^2\left(\frac{0.000\,336 f}{d^5}\right)\bar{V} = (W^2 10^{-9})\left(\frac{336\,000 f}{d^5}\right)\bar{V}$$

Cuando

$$C_1 = W^2 10^{-9} \qquad C_2 = \frac{336\,000 f}{d^5}$$

La fórmula simplificada puede entonces escribirse

$$\Delta p_{100} = C_1\, C_2\, \bar{V} = \frac{C_1\, C_2}{\rho}$$

$$C_1 = \frac{\Delta p_{100}}{C_2 \bar{V}} = \frac{\Delta p_{100}\, \rho}{C_2} \qquad C_2 = \frac{\Delta p_{100}}{C_1 \bar{V}} = \frac{\Delta p_{100}\, \rho}{C_1}$$

$$\Delta P_{100} = C_1 C_2 \bar{V} = \frac{C_1 C_2}{\rho}$$

$$C_1 = \frac{\Delta P_{100}}{C_2 \bar{V}} = \frac{\Delta P_{100}\, \rho}{C_2} \qquad C_2 = \frac{\Delta P_{100}}{C_1 \bar{V}} = \frac{\Delta P_{100}\, \rho}{C_1}$$

C_1 = factor de descarga; del nomograma de la página 3-46

C_2 = factor de diámetro de las tablas de las páginas 3-47 a 3-49.

Las limitaciones de la fórmula de Darcy para flujo compresibles, como se indicó en la página 3-4, afectan también a la fórmula simplificada.

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Ejemplo 18-a

Datos: Por una tubería de 8 pulgadas, cédula 40, fluye vapor de agua a 24 bar absolutos y 250°C, a razón de 100 000 kilogramos por hora.

Hállese: La caída de presión por cada 100 metros de tubería.

Solución:

C_1 = 100

C_2 = 0.257 .... página 3-47

$\bar{V}$ = 0.091 m³/kg. .... página A-29 o nomograma VI-a

Δp_{100} = 100 x 0.257 x 0.091 = 2.34 bar

Ejemplo 18-b

Datos: Vapor de agua a 345 libras/pulg² y 500°F fluye por una tubería de 8 pulgadas, cédula 40, a razón de 240 000 libras por hora.

Hállese: La caída de presión por cada 100 pies de tubería.

Solución:

C_1 = 57

C_2 = 0.146

$\bar{V}$ = 1.45 .... (nomograma VII-b o página A-32)

ΔP_{100} = 57 × 0.146 × 1.45 = 12

Ejemplo 19-a

Datos: La pérdida de presión de aire a 30°C y 7 bar de presión manométrica, que fluye por 100 metros de tubería de acero ISO de 4 pulgadas de diámetro nominal y espesor de pared de 6.3 mm es de 1 bar.

Hállese: El caudal en metros cúbicos por minuto en condiciones métricas normales (1.01325 bar y 15°C).

Solución:

Δp_{100} = 1

C_2 = 9.42 .... Tabla I-a

ρ = 9.21 .... página A-18

$C_1 = \frac{1 \times 9.21}{9.42} = 0.978$

W = 9 900

$q'_m = W \div (73.5\, S_g)$ .... página B-2

q'_m = 9 900 ÷ (73.5 x 1) = 134.7 m³/min

Ejemplo 19-b

Datos: Se tiene una caída de presión de 5 libras/pulg² de aire a 100 libras por pulg² manométricas y 90°F que fluye por 100 pies de tubería de 4 pulgadas cédula 40.

Hállese: El caudal en pies cúbicos por minuto en condiciones normales.

Solución:

ΔP_{100} = 5.0

C_2 = 5.17

ρ = 0.564 .... (página A-19)

C_1 = (5.0 × 0.564) ÷ 5.17 = 0.545

W = 23 000

$q'_m = W \div (4.58\, S_g)$ ....(página B-3)

q'_m = 23 000 ÷ (4.58 × 1.0) = 5000 pies cúbicos estándar/min

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Ejemplo 20-a

Datos: A una línea de vapor de agua saturado a 6 bar manométricos con caudal de 9 000 kilogramos por hora, se le limita a 2.4 bar la máxima pérdida de presión por cada 100 metros de tubería.

Hállese: El diámetro adecuado más pequeño de tubería de acero ISO 336.

Solución:

$\Delta p_{100} = 2.4$

$C_1 = 0.81$

$\bar{V} = 0.273$ . . .página A-23 o nomograma VI-a

$$C_2 = \frac{2.4}{0.81 \times 0.273} = 10.85$$

La tabla de valores de C_2 para tuberías ISO 336 de la tabla III-a indica que una tubería de diámetro nominal 4 pulgadas y espesor 7.1 mm tiene el valor de C_2 más próximo, pero menor que 10.85. La pérdida de presión real por cada 100 metros de tubería de 4 pulgadas y 7.1 mm de espesor, es:

$$\Delta p_{100} = C_1 \, C_2 \, \bar{V} = 0.81 \times 10.22 \times 0.273 = 2.26 \text{ bar}$$

Ejemplo 20-b

Datos: A una línea de vapor de agua saturado a 85 libras por pulg[2] manométricas, con un gasto de 20 000 libras por hora, se le permite una caída máxima de presión de 10 libras por pulg[2] por cada 100 pies de tubería.

Hállese: La medida o diámetro adecuado más pequeño de tubería cédula 40.

Solución:

$\Delta P_{100} = 10$

$C_1 = 0.4$

$\bar{V} = 4.4$ . . (nomograma VI-b o página A-26)

$C_2 = 10 \div (0.4 \times 4.5) = 5.56$

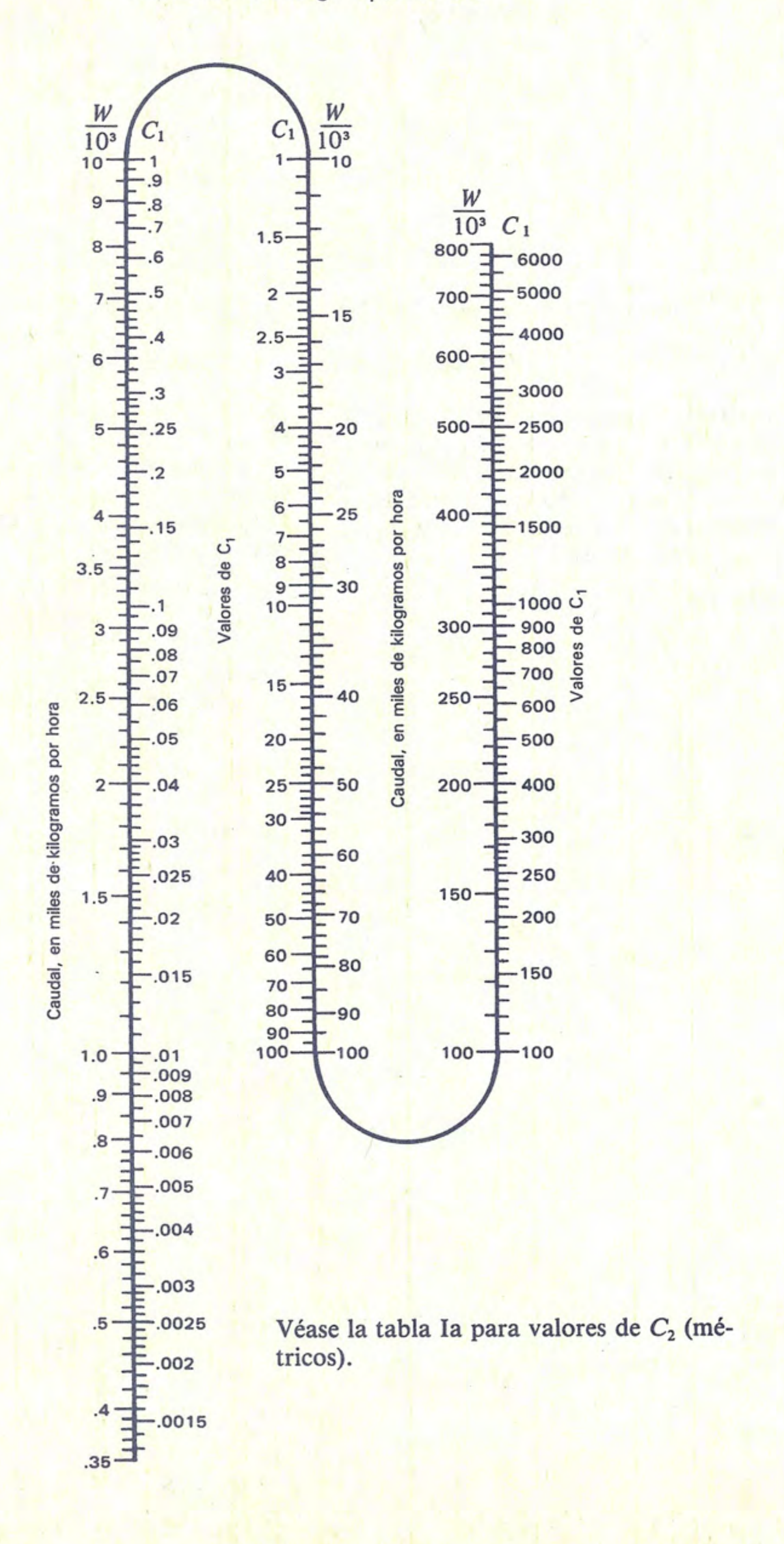
La tabla I-b para valores de C_2, indica que una tubería de diámetro nominal de 4 pulgadas cédula 40 es la que tiene el valor de C_2 menor a 5.56. La pérdida de presión real por cada 100 pies de tubería de 4 pulgadas cédula 40 es:

$$\Delta P_{100} = 0.4 \times 5.17 \times 4.4 = 9.3$$

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Nomograma IX-a

Factor de descarga C_1 (métrico)

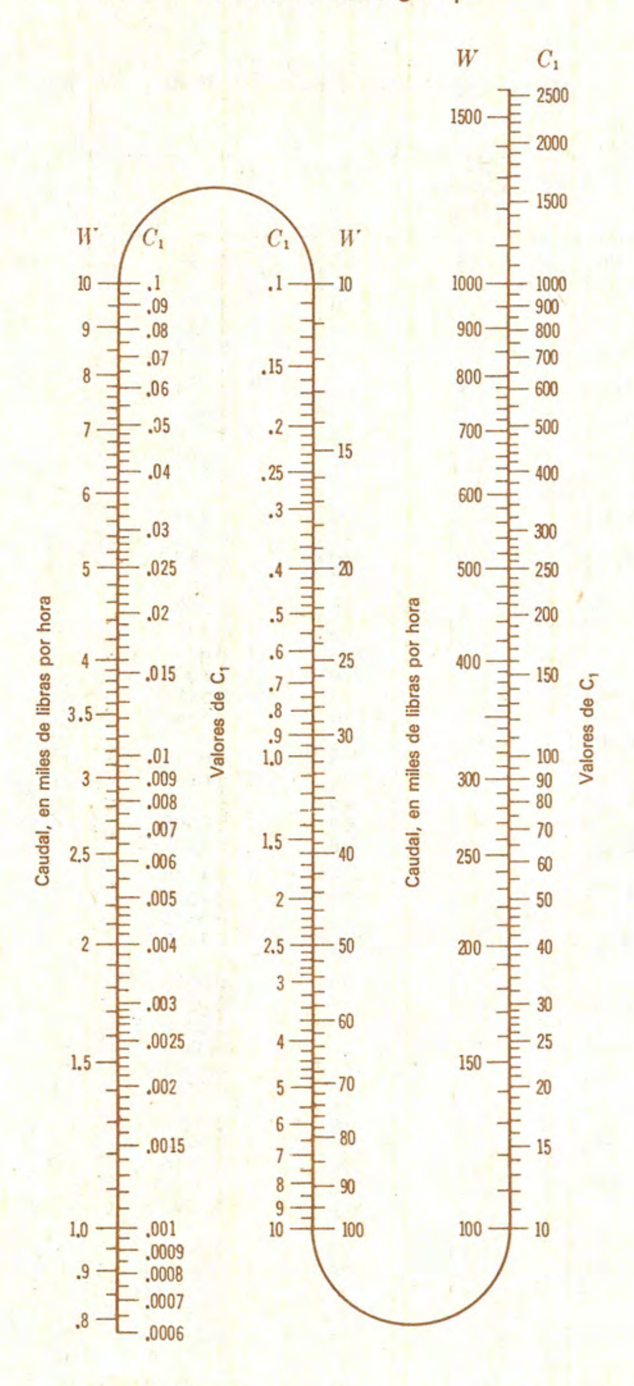


Véase la tabla Ia para valores de C_2 (métricos).

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Nomograma IX-b

Factor de descarga C_1



Véase la tabla Ib (sistema inglés) para valores de C_2.

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Tabla I-a Valores de C_2 (métricos)

Para tuberías de acero según ANSI B 36.10: 1970 y BS 1600: parte 2: 1970

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Número de cédula	Valor de C_2
1/8	40 s	13 940 000
	80 x	46 100 000
¼	40 s	2 800 000
	80 x	7 550 000
3/8	40 s	561 000
	80 x	1 260 000
½	40 s	164 600
	80 x	327 500
	160	756 800
	... xx	19 680 000
¾	40 s	37 300
	80 x	65 000
	160	176 200
	... xx	1 104 000
1	40 s	10 470
	80 x	17 000
	160	39 600
	... xx	200 800
1¼	40 s	2 480
	80 x	3 720
	160	6 140
	... xx	24 000
1½	40 s	1 100
	80 x	1 590
	160	2 920
	... xx	8 150
2	40 s	297
	80 x	415
	160	859
	... xx	1 582
2½	40 s	117
	80 x	162
	160	257
	... xx	669
3	40 s	37.7
	80 x	50.5
	160	85.0
	... xx	170.0
3½	40 s	17.6
	80 x	23.2
4	40 s	9.10
	80 x	11.88
	120	15.73
	160	20.77
	... xx	32.72

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Número de cédula	Valor de C_2
5	40 s	2.798
	80 x	3.590
	120	4.734
	160	6.318
	... xx	8.677
6	40 s	1.074
	80 x	1.404
	120	1.786
	160	2.422
	... xx	3.275
8	20	0.234
	30	0.243
	40 s	0.257
	60	0.287
	80 x	0.326
	100	0.371
	120	0.444
	140	0.509
	... xx	0.558
	160	0.586
10	20	0.0699
	30	0.0741
	40 s	0.0787
	60 x	0.0905
	80	0.1001
	100	0.1148
	120	0.1325
	140	0.1593
	160	0.1852
12	20	0.0276
	30	0.0296
	... s	0.0308
	40	0.0317
	... x	0.0343
	60	0.0363
	80	0.0407
	100	0.0470
	120	0.0546
	140	0.0616
	160	0.0744
14	10	0.016 70
	20	0.017 53
	30 s	0.018 41
	40	0.019 34
	... x	0.020 33
	60	0.021 89
	80	0.024 92
	100	0.029 16
	120	0.033 40
	140	0.038 37
	160	0.044 35

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Número de cédula	Valor de C_2
16	10	0.008 15
	20	0.008 50
	30 s	0.008 87
	40 x	0.009 66
	60	0.010 77
	80	0.012 32
	100	0.014 15
	120	0.016 30
	140	0.019 34
	160	0.021 89
18	10	0.004 35
	20	0.004 51
	.. s	0.004 68
	30	0.004 86
	.. x	0.005 05
	40	0.005 24
	60	0.005 90
	80	0.006 64
	100	0.007 66
	120	0.008 87
	140	0.010 08
	160	0.011 77
20	10	0.002 48
	20 s	0.002 65
	30 x	0.002 83
	40	0.002 98
	60	0.003 36
	80	0.003 82
	100	0.004 42
	120	0.005 05
	140	0.005 89
	160	0.006 78
24	10	0.000 940
	20 s	0.000 994
	.. x	0.001 051
	30	0.001 081
	40	0.001 146
	60	0.001 304
	80	0.001 470
	100	0.001 711
	120	0.001 970
	140	0.002 242
	160	0.002 600

Nota

Las letras **s, x, xx,** en las columnas del número de cédula indican tubería estándar, extrafuerte y doble extrafuerte respectivamente.

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Tabla I-a Valores de C_2 (métricos)
Para tuberías de acero según ISO 336-1974

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Espesor de pared en mm	Valor de C_2
1/8	1.6	12 700 000
	1.8	17 500 000
	2.0	24 600 000
	2.3	42 800 000
¼	1.8	2 010 000
	2.0	2 530 000
	2.3	3 620 000
	2.6	5 290 000
	2.9	7 940 000
3/8	2.0	436 000
	2.3	562 000
	2.6	732 000
	2.9	967 000
	3.2	1 300 000
½	2.6	151 000
	2.9	186 000
	3.2	229 000
	3.6	309 000
	4.0	423 000
	4.5	591 000
	5.0	955 000
	5.4	1 380 000
¾	2.6	31 700
	2.9	36 800
	3.2	42 900
	3.6	53 100
	4.0	66 400
	4.5	83 800
	5.0	116 000
	5.4	148 000
	5.6	166 000
	5.9	208 000
	6.3	289 000
	7.1	539 000
1	3.2	9 390
	3.6	11 000
	4.0	13 000
	4.5	15 400
	5.0	19 400
	5.4	23 000
	5.6	25 000
	5.9	29 300
	6.3	36 700
	7.1	55 400
	8.0	86 400
	8.8	143 000
1¼	3.2	2 200
	3.6	2 480
	4.0	2 800
	4.5	3 170
	5.0	3 750
	5.4	4 250
	5.6	4 500
	5.9	5 040
	6.3	5 910
	7.1	7 850
	8.0	10 600
	8.8	14 800
	10.0	26 300

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Espesor de pared en mm	Valor de C_2
1½	3.2	990
	3.6	1 100
	4.0	1 220
	4.5	1 350
	5.0	1 560
	5.4	1 730
	5.6	1 820
	5.9	2 000
	6.3	2 290
	7.1	2 900
	8.0	3 730
	8.8	4 880
	10.0	7 720
2	3.6	283
	4.0	307
	4.5	333
	5.0	371
	5.4	402
	5.6	418
	5.9	449
	6.3	496
	7.1	592
	8.0	711
	8.8	864
	10.0	1 190
	11.0	1 600
2½	5.0	88.6
	5.4	94.1
	5.6	96.8
	5.9	102.
	6.3	110.
	7.1	125.
	8.0	144.
	8.8	166.
	10.0	209.
	11.0	258.
	12.5	354.
	14.2	495.
3	5.4	37.1
	5.6	38.0
	5.9	39.8
	6.3	42.3
	7.1	47.1
	8.0	52.7
	8.8	59.2
	10.0	71.5
	11.0	84.9
	12.5	109.4
	14.2	143.1
	16.0	191.2
3½	5.6	17.2
	5.9	17.9
	6.3	18.9
	7.1	20.7
	8.0	22.8
	8.8	25.2
	10.0	29.6
	11.0	34.2
	12.5	42.3
	14.2	52.8
	16.0	66.9
	17.5	85.5

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Espesor de pared en mm	Valor de C_2
4	5.6	8.71
	5.9	9.00
	6.3	9.42
	7.1	10.22
	8.0	11.10
	8.8	12.11
	10.0	13.91
	11.0	15.77
	12.5	18.88
	14.2	22.80
	16.0	27.86
	17.5	34.30
	20.0	48.61
5	5.9	2.83
	6.3	2.94
	7.1	3.14
	8.0	3.35
	8.8	3.59
	10.0	4.00
	11.0	4.41
	12.5	5.08
	14.2	5.87
	16.0	6.84
	17.5	8.01
	20.0	10.37
6	6.3	1.02
	7.1	1.08
	8.0	1.13
	8.8	1.20
	10.0	1.31
	11.0	1.42
	12.5	1.59
	14.2	1.79
	16.0	2.02
	17.5	2.28
	20.0	2.79
	22.2	3.35
8	6.3	0.234
	7.1	0.244
	8.0	0.254
	8.8	0.265
	10.0	0.283
	11.0	0.300
	12.5	0.326
	14.2	0.355
	16.0	0.388
	17.5	0.425
	20.0	0.490
	22.2	0.559
	25.0	0.677
10	6.3	0.069 9
	7.1	0.072 1
	8.0	0.074 4
	8.8	0.076 9
	10.0	0.081 0
	11.0	0.084 8
	12.5	0.090 5
	14.2	0.096 7
	16.0	0.103 6
	17.5	0.111 0
	20.0	0.124 1
	22.2	0.137 3
	25.0	0.159 1
	28.0	0.179 6
	30.0	0.198 3

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Tabla I-a Valores de C_2 (métricos)
Para tuberías de acero según ISO 336-1974

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Espesor de pared en mm	Valor de C_2
12	6.3	0.027 6
	7.1	0.028 4
	8.0	0.029 2
	8.8	0.030 0
	10.0	0.031 3
	11.0	0.032 5
	12.5	0.034 3
	14.2	0.036 3
	16.0	0.038 4
	17.5	0.040 7
	20.0	0.044 6
	22.2	0.048 4
	25.0	0.054 5
	28.0	0.060 1
	30.0	0.065 1
	32.0	0.070 5
	36.0	0.083 2
14	6.3	0.016 7
	7.1	0.017 1
	8.0	0.017 5
	8.8	0.018 0
	10.0	0.018 7
	11.0	0.019 3
	12.5	0.020 3
	14.2	0.021 4
	16.0	0.022 5
	17.5	0.023 7
	20.0	0.025 7
	22.2	0.027 7
	25.0	0.030 8
	28.0	0.033 6
	30.0	0.036 1
	32.0	0.038 8
	36.0	0.044 9
16	6.3	0.008 14
	7.1	0.008 31
	8.0	0.008 49
	8.8	0.008 68
	10.0	0.008 98
	11.0	0.009 26
	12.5	0.009 66
	14.2	0.010 09
	16.0	0.010 55
	17.5	0.011 03
	20.0	0.011 83
	22.2	0.012 61
	25.0	0.013 83
	28.0	0.014 90
	30.0	0.015 83
	32.0	0.016 83
	36.0	0.019 06
	40.0	0.021 48
	45.0	0.025 30
18	6.3	0.004 34
	7.1	0.004 42
	8.0	0.004 51
	8.8	0.004 59
	10.0	0.004 74
	11.0	0.004 86
	12.5	0.005 05
	14.2	0.005 24
	16.0	0.005 45
	17.5	0.005 67
	20.0	0.006 03
	22.2	0.006 38
	25.0	0.006 91
	28.0	0.007 38
	30.0	0.007 78
	32.0	0.008 21
	36.0	0.009 14
	40.0	0.010 14
	45.0	0.011 67
	50.0	0.013 50
20	6.3	0.002 48
	7.1	0.002 52
	8.0	0.002 56
	8.8	0.002 61
	10.0	0.002 68
	11.0	0.002 74
	12.5	0.002 83
	14.2	0.002 93
	16.0	0.003 03
	17.5	0.003 14
	20.0	0.003 32
	22.2	0.003 49
	25.0	0.003 75
	28.0	0.003 97
	30.0	0.004 16
	32.0	0.004 37
	36.0	0.004 80
	40.0	0.005 27
	45.0	0.005 97
	50.0	0.006 79
	55.0	0.007 74
24	6.3	0.000 939
	7.1	0.000 952
	8.0	0.000 966
	8.8	0.000 980
	10.0	0.001 002
	11.0	0.001 021
	12.5	0.001 051
	14.2	0.001 081
	16.0	0.001 112
	17.5	0.001 144
	20.0	0.001 198
	22.2	0.001 248
	25.0	0.001 324
	28.0	0.001 388
	30.0	0.001 442
	32.0	0.001 500
	36.0	0.001 621
	40.0	0.001 746
	45.0	0.001 930
	50.0	0.002 137
	55.0	0.002 372
	60.0	0.002 624

Notas.

[1] Los valores de C_2 para las tuberías de acero ISO dadas arriba y en la página 3-48, han sido determinados por interpolación, basándose en los valores de C_2 establecidos para tuberías de cédula ANSI dados en la página 3-47.

[2] Los diámetros de tubería ISO incluidos en la tabla de arriba y en la tabla de la página 3-48 también abarcan la mayor parte de los diámetros de tubería contenidas en BS 3600: 1973, dentro de la misma gama de espesores de pared.

Fórmula simplificada para flujo de fluidos compresibles (continuación)

Tabla I-b Valores de C_2 (sistema inglés) Pérdida de presión, caudal y paso de tubería

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Cédula	Valor de C_2
⅛	40 s	7 920 000.
	80 x	26 200 000.
¼	40 s	1 590 000.
	80 x	4 290 000.
⅜	40 s	319 000.
	80 x	718 000.
½	40 s	93 500.
	80 x	186 100.
	160	430 000.
	... xx	11 180 000.
¾	40 s	21 200.
	80 x	36 900.
	160	100 100.
	... xx	627 000.
1	40 s	5 950.
	80 x	9 640.
	160	22 500.
	... xx	114 100.
1¼	40 s	1 408.
	80 x	2 110.
	160	3 490.
	... xx	13 640.
1½	40 s	627.
	80 x	904.
	160	1 656.
	... xx	4 630.
2	40 s	169.
	80 x	236.
	160	488.
	... xx	899.
2½	40 s	66.7
	80 x	91.8
	160	146.3
	... xx	380.0
3	40 s	21.4
	80 x	28.7
	160	48.3
	... xx	96.6
3½	40 s	10.0
	80 x	13.2
4	40 s	5.17
	80 x	6.75
	120	8.94
	160	11.80
	... xx	18.59

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Cédula	Valor C_2
5	40 s	1.59
	80 x	2.04
	120	2.69
	160	3.59
	... xx	4.93
6	40 s	0.610
	80 x	0.798
	120	1.015
	160	1.376
	... xx	1.861
8	20	0.133
	30	0.138
	40 s	0.146
	60	0.163
	80 x	0.185
	100	0.211
	120	0.252
	140	0.289
	... xx	0.317
	160	0.333
10	20	0.039 7
	30	0.042 1
	40 s	0.044 7
	60 x	0.051 4
	80	0.056 9
	100	0.065 2
	120	0.075 3
	140	0.090 5
	160	0.105 2
12	20	0.015 7
	30	0.016 8
	... s	0.017 5
	40	0.018 0
	... x	0.019 5
	60	0.020 6
	80	0.023 1
	100	0.026 7
	120	0.031 0
	140	0.035 0
	160	0.042 3
14	10	0.009 49
	20	0.009 96
	30 s	0.010 46
	40	0.010 99
	... x	0.011 55
	60	0.012 44
	80	0.014 16
	100	0.016 57
	120	0.018 98
	140	0.021 8
	160	0.025 2

Diám. nominal de tubería en pulgadas	Cédula	Valor C_2
16	10	0.004 63
	20	0.004 83
	30 s	0.005 04
	40 x	0.005 49
	60	0.006 12
	80	0.007 00
	100	0.008 04
	120	0.009 26
	140	0.010 99
	160	0.012 44
18	10	0.002 47
	20	0.002 56
	.. s	0.002 66
	30	0.002 76
	.. x	0.002 87
	40	0.002 98
	60	0.003 35
	80	0.003 76
	100	0.004 35
	120	0.005 04
	140	0.005 73
	160	0.006 69
20	10	0.001 41
	20 s	0.001 50
	30 x	0.001 61
	40	0.001 69
	60	0.001 91
	80	0.002 17
	100	0.002 51
	120	0.002 87
	140	0.003 35
	160	0.003 85
24	10	0.000 534
	20 s	0.000 565
	.. x	0.000 597
	30	0.000 614
	40	0.000 651
	60	0.000 741
	80	0.000 835
	100	0.000 972
	120	0.001 119
	140	0.001 274
	160	0.001 478

Nota

Las letras s, x, xx, en las columnas del número de cédula indican tubería estándar, extrafuerte y doble extrafuerte respectivamente.

Flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios

El flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios puede determinarse a partir de las fórmulas que se dan a continuación, o usando los nomogramas de las páginas siguientes. Los nomogramas son una solución gráfica de las fórmulas correspondientes.

$$w = 3.512 \times 10^{-4}\ Y d_1^2 C \sqrt{\Delta p \rho_1} = 3.512 \times 10^{-4}\ Y d_1^2\ C \sqrt{\frac{\Delta p}{\bar{V}_1}}$$

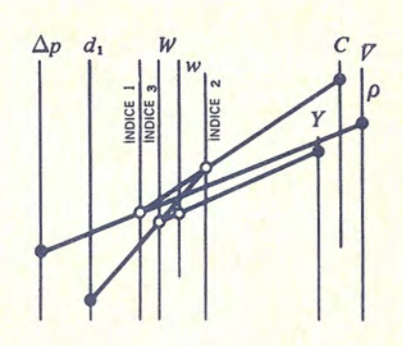
$$W = 1.265\ Y d_1^2 C \sqrt{\Delta p \rho_1} = 1.265\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta p}{\bar{V}_1}}$$

$$w = 0.525\ Y d_1^2 C \sqrt{\Delta P \rho_1} = 0.525\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P}{\bar{V}_1}}$$

$$W = 1891\ Y d_1^2 C \sqrt{\Delta P \rho_1} = 1891\ Y d_1^2 C \sqrt{\frac{\Delta P}{\bar{V}_1}}$$

d_1 = diámetro de la tobera u orificio

(La pérdida de presión se mide entre tomas situadas a 1 diámetro antes y 0.5 diámetro después de la cara de entrada de la tobera u orificio)



Ejemplo 21-a

Datos: Una presión diferencial de 0.8 bar se mide entre las tomas, situadas según la nota anterior de la cara de entrada de una tobera de 25 mm de diámetro interior, acoplada a una tubería de acero de 2 pulgadas cédula 40, por la cual circula dióxido de carbono (CO_2) seco, a 7 bar de presión manométrica y 90°C.

Hállese: El caudal en metros cúbicos por hora en condiciones métricas normales (1.01325 bar y 15°C).

Solución:

1. R = 189
2. S_g = 1.529 . . . .para gas CO_2; página A-14
3. γ = 1.3

Los pasos 3 a 7 se usan para determinar el factor Y.

4. $p'_1 = p + 1.013 = 7 + 1.013 = 8.013$
5. $\Delta p/p'_1 = 0.8 \div 8.013 = 0.0998$
6. d_2 (diámetro entrada) = 52.5 . . . . . tubería de 2 pulgadas cédula 40 página B-21
7. $\beta = d_1/d_2 = 25 \div 52.5 = 0.476$
8. Y = 0.93 . . . . página A-39
9. C = 1.02 . . suponiendo flujo turbulento; página A-38
10. $T = 273 + t = 273 + 90 = 363$
11. ρ_1 = 11.76 . . . . página A-18

Ejemplo 21-b

Datos: Una presión diferencial de 11.5 libras por pulgada cuadrada es medida entre las tomas, situadas según la nota anterior, de la cara de entrada en una tobera de 1.000 pulgada de diámetro interior, conectada en una tubería de acero de 2 pulgadas, cédula 40, por la cual fluye dióxido de carbono seco (CO_2), con una presión de 100 libras/pulg² manométricas y 200°F.

Hállese: El gasto en pies cúbicos por hora, en condiciones normales.

Solución:

1. R = 35.1
2. S_g = 1.516 para CO_2 gaseoso (página A-5)
3. k = 1.28

Los pasos 3 a 7 se usan para determinar el factor Y.

4. $P'_1 = P + 14.7 = 100 + 14.7 = 114.7$
5. $\Delta P/P'_1 = 11.5 \div 114.7 = 0.1003$
6. d_2 = 2.067 . . . . Tubería de 2'' Céd. 40 (página B-23)
7. $\beta = 1.00 \div 2.067 = 0.484$
8. Y = 0.93 . . . . página A-39
9. C = 1.02 . . suponiendo flujo turbulento; página A-38
10. $T = 460 + t = 460 + 200 = 660$
11. ρ_1 = 0.71 . . . .(página A-19)

Flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios (continuación)

	Unir		Lectura
12.	Δp = 0.8	ρ_1 = 11.76	Índice 1
13.	Índice 1	C = 1.02	Índice 2
14.	Índice 2	d_1 = 25	Índice 3
15.	Índice 3	Y = 0.93	W = 2300

16. q'_h = 1220 m^3/h en cond. norm. .página B-2
17. μ = 0.018 . . . . página A-8
18. R_e = 860 000 o 8.6 x 10^5 . . . . . .página 3-2
19. C = 1.02 es correcto para $R_e = 8.6 \times 10^5$ página A-38

20. Cuando el factor C supuesto en el paso 9 no concuerda con la página A-38, para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, debe ajustarse hasta alcanzar una concordancia razonable, repitiendo los pasos 9 a 19.

	Unir		Lectura
12.	ΔP = 11.5	ρ_1 = 0.71	Índice 1
13.	Índice 1	C = 1.02	Índice 1
14.	Índice 2	d_1 = 1.000	Índice 3
15.	Índice 3	Y = 0.93	W = 5000

16. q'_h = **44 000** pies cúbicos por hora . . . . página B-3
17. μ = 0.018 . . . . .página A-9
18. R_e = 860 000 o 8.6 × 10^5 . . . . .página 3-2
19. C = 1.02 es correcto para $R_e = 8.6 \times 10^5$ página A-38

20. Cuando el factor C supuesto en el paso 9 no concuerda con el de la página A-38, para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, debe ajustarse hasta alcanzar una concordancia razonable, repitiendo los pasos 9 a 19.

Ejemplo 22-a

Datos: Una presión diferencial de 0.2 bar se mide entre las tomas, situadas según la nota, de la cara de entrada de un orificio de 18 mm de diámetro interior de bordes en arista viva, conectado a una tubería de acero de 25.7 mm de diámetro interior por la que circula gas amoniaco (NH_3) seco, a 2.75 bar de presión manométrica y 10°C.

Hállese: El caudal en kilogramos por segundo y en metros cúbicos por minuto, en condiciones normales (1.01325 bar y 15°C).

Solución:

1. R = 490
2. S_g = 0.596 . . . .para gas NH_3; página A-14
3. γ = 1.32

Los pasos 3 a 7 son para determinar el factor Y.

4. $p'_1 = p + 1.013 = 2.75 + 1.013 = 3.763$
5. $\Delta p / p'_1 = 0.2 \div 3.763 = 0.0531$
6. $\beta = d_1/d_2 = 18 \div 25.7 = 0.700$

(d_1 = diámetro del orificio, d_2 = diámetro de entrada.)

7. Y = 0.98 . . . . .página A-39
8. C = 0.70 suponiendo flujo turbulento; página A-38
9. $T = 273 + t = 273 + 10 = 283$
10. ρ_1 = 2.76 . . . . .página A-18 ó 3-7

Ejemplo 22-b

Datos: Una presión diferencial de 3 libras/pulg² se mide entre las tomas, situadas según la nota, de la cara de entrada de un orificio de 0.750 pulgadas de diámetro interior y de cantos vivos, conectado en una tubería de acero 1 pulgada cédula 40 por la cual fluye amoniaco seco (NH_3) a una presión de 40 libras/pulg² manométricas y 50°F.

Hállese: El gasto en libras por segundo y en pies cúbicos por minuto, en condiciones normales.

Solución:

1. R = 90.8
2. S_g = 0.587 . . . . para NH_3 gaseoso (página A-15)
3. k = 1.29

Los pasos 3 a 7 son para determinar el valor de Y.

4. $P'_1 = P + 14.7 = 40 + 14.7 = 54.7$
5. $\Delta P / P'_1 = 3.0 \div 54.7 = 0.0549$
6. d_2 = 1.049 . . . . Tubería de 2'' Céd. 40 (página B-23)
7. $\beta = 0.750 \div 1.049 = 0.716$
8. Y = 0.98 .página A-39
9. C = 0.71 . . suponiendo flujo turbulento; (página A-19)
10. $T = 460 + t = 460 + 50 = 510$
11. ρ_1 = 0.17 . . . .(página A-19)

Flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios (continuación)

	Unir		Lectura
11.	$\Delta p = 0.2$	$\rho_1 = 2.76$	Índice 1
12.	Índice 1	$C = 0.70$	Índice 2
13.	Índice 2	$d_1 = 18$	Índice 3
14.	Índice 3	$Y = 0.98$	$w = 0.058$
15.	Índice 3	$Y = 0.98$	$W = 205$

16. $q'_m = \frac{W}{73.5\, S_g} = \frac{205}{73.5 \times 0.596} = 4.68$ página B-2

17. $\mu = 0.010$ . . . . .página A-8

18. $R_e = 282\,000$ o 2.82×10^5 . . . . . página 3-2

19. $C = 0.70$ es correcto para $R_e = 2.82 \times 10^5$ página A-38

20. Cuando el factor C supuesto en el paso 8 no concuerda con la página A-38, para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, debe ajustarse hasta conseguir una concordancia razonable, repitiendo los pasos 8 a 19.

	Unir		Lectura
12.	$\Delta P = 3.0$	$\rho_1 = 0.17$	Índice 1
13.	Índice 1	$C = 0.71$	Índice 2
14.	Índice 2	$d_1 = 0.75$	Índice 3
15.	Índice 3	$Y = 0.98$	$w = 0.145$
16.	Índice 3	$Y = 0.98$	$W = 520$

17. $q'_m = \frac{W}{4.58\, S_g} = \frac{520}{4.58 \times 0.587} = 195$ (página B-3)

18. $\mu = 0.010$ . . . . (página A-9)

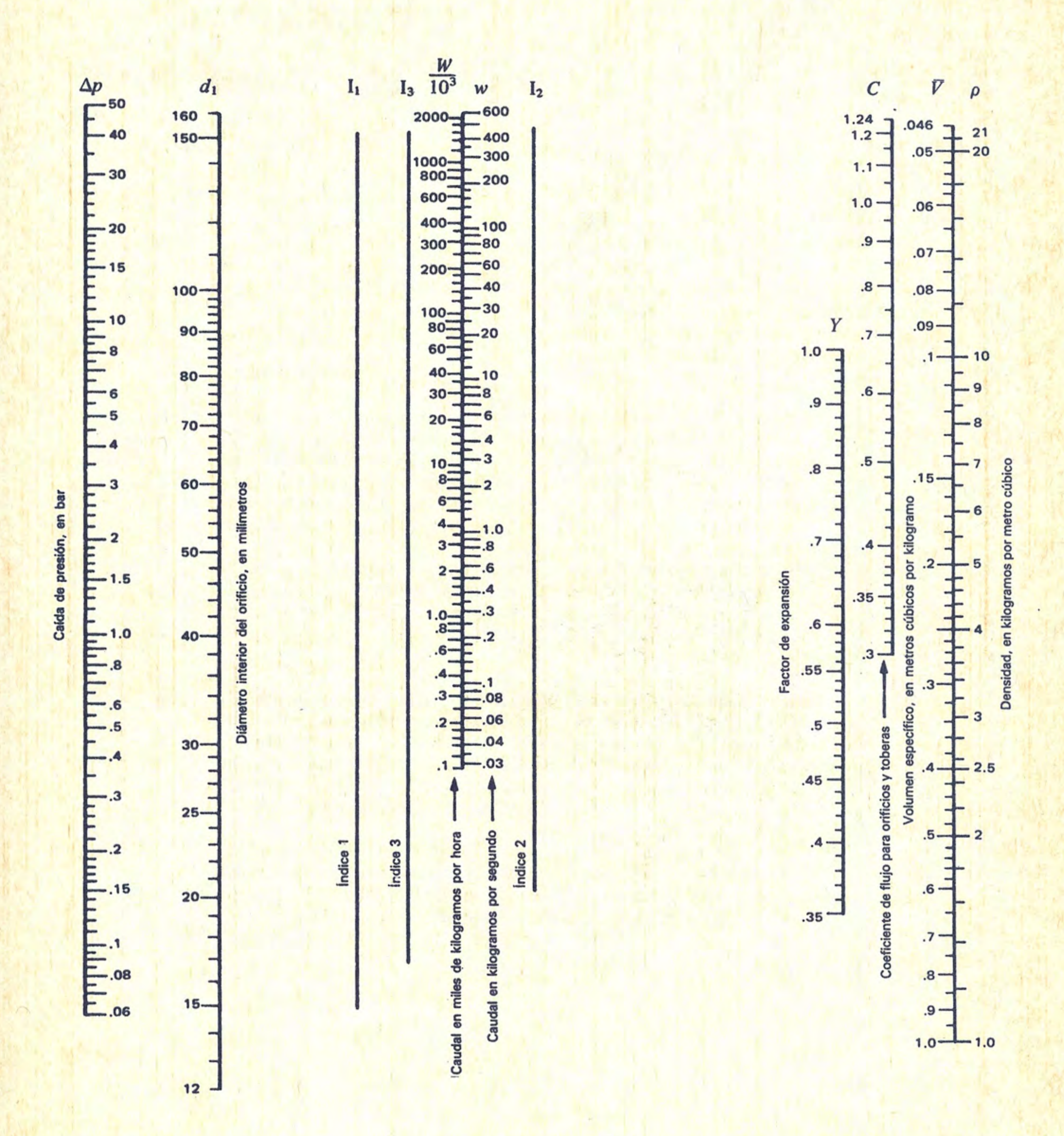
19. $R_e = 310\,000$ o 3.10×10^5 . . .(página 3-2)

20. $C = 0.702$ es correcto para $R_e = 3.10 \times 10^5$ (página A-38)

21. Cuando el factor C supuesto en el paso 9 no concuerda con el de la página A-38 para el número de Reynolds basado en el flujo calculado, debe ajustarse hasta conseguir una concordancia razonable, repitiendo los pasos 9 a 20.

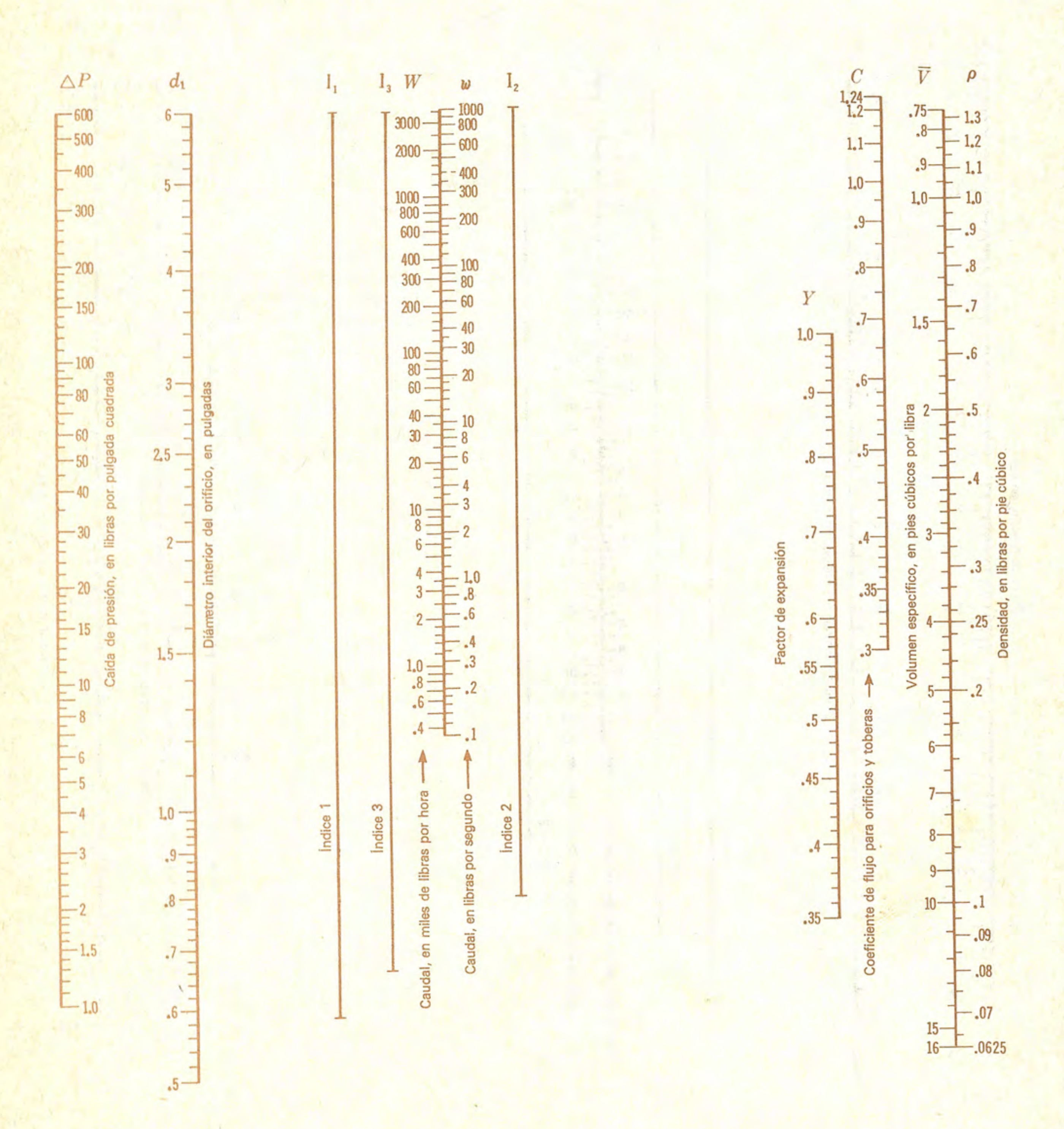
Flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios (continuación)

Nomograma IX-a



Flujo de fluidos compresibles en toberas y orificios (continuación)

Nomograma IX-b



Ejemplos de problemas de flujo

CAPÍTULO 4

Introducción

La teoría y las respuestas a preguntas sobre la aplicación correcta de fórmulas a problemas de flujo puede exponerse mediante la solución de problemas prácticos. En el capítulo 3 se presentaron unos cuantos problemas sencillos de flujo para explicar el uso de nomogramas; en este capítulo se presentan más problemas, unos sencillos, otros más complejos.

Muchos de los ejemplos que se dan en este capítulo, emplean las fórmulas básicas de los capítulos 1 y 2; estas fórmulas se repiten en el capítulo 3 utilizando términos más comunes. En la resolución de estos problemas se indica el uso de nomogramas cuando sea pertinente.

El polémico tema de la selección de la fórmula más idónea para el flujo de gases en líneas de tuberías largas, se analizó en el capítulo 1. También se demostró que las tres fórmulas más utilizadas son básicamente idénticas, con la única diferencia de la selección de los factores de fricción. En este capítulo se presenta una comparación de los resultados obtenidos, utilizando las tres fórmulas.

Se ha desarrollado un método original para la resolución de problemas donde ocurra descarga de fluidos compresibles por sistemas de tuberías. Ejemplos ilustrativos donde se aplica este método demuestran la simplicidad del manejo de estos problemas, hasta ahora complejos.

Número de Reynolds y factor de fricción para tuberías que no sean de acero

Los siguientes ejemplos muestran el procedimieno para la obtención del número de Reynolds y del factor de fricción para tuberías lisas (de plástico). El mismo procedimiento sirve para cualquier tubería que no sea de acero o hierro forjado, tales como de hormigón, madera, acero remachado, etc. En la página A-41 se dan las rugosidades relativas de éstos y otros materiales de tuberías:

Ejemplo 4-1* . . . Tubería lisa (de plástico)

Datos: Por una tubería estándar de plástico de 20 metros de largo (70 pies) y 2 pulgadas (pared lisa) circula agua a 30°C (80°F), a razón de 200 litros por minuto (50 galones por minuto).

Hállese: El número de Reynolds y el factor de fricción.

Solución:

1. $R_e = \frac{21.22\ Q\rho}{d\mu}$ . . . . ecuación 3-3

   $R_e = \frac{50.6\ Q\rho}{d\mu}$

2. $\rho = 995.6$ (62.220) . . . . página A-10
3. $d = 52.5$ (2.067) . . . . página B-22
4. $\mu = 0.8$ (0.85) . . . . página A-4
5. $R_e = \frac{21.22 \times 200 \times 995.6}{52.5 \times 0.8}$

   $R_e = 100\,600 = 1.006 \times 10^5$

   $R_e = \frac{50.6 \times 50 \times 62.220}{2.067 \times 0.85}$

   $R_e = 89\,600 = 8.96 \times 10^4$
6. $f = 0.0177$ para tubería lisa. . . . . .página A-43

   $f = 0.0182$

Determinación de la resistencia de válvulas en función de *L, L/D, K* y coeficiente de flujo C_v

Ejemplo 4-2 . . . *L, L/D* y *K* a partir de C_v para tipos convencionales de válvulas.

Datos: Una válvula de globo con asiento de hierro, modelo en Y, clase 125, de 150 mm (6 pulgadas) tiene un coeficiente de caudal, C_v, de 600 galones USA/minuto.

Hállese: El coeficiente de resistencia *K* y las longitudes equivalentes *L/D* y *L* para flujos en donde la turbulencia sea completa.

Solución:

1. *K, L/D* y *L* deben darse en función de las dimensiones de la tubería de 6 pulgadas con cédula 40; véase la página 2-12.
2. $C_v = \frac{29.9\ d^2}{\sqrt{K}}$ o $K = \frac{891\ d^4}{(C_v)^2}$ . . . . . ecuación 3-16

   En esta ecuación *d* está en pulgadas (1 pulgada = 25.4 mm).
3. $d = 154.1$ mm ÷ 25.4 = 6.067". . . . . página B-21

   d = 6.065 d^4 = 1352.8 página B-24

   $D = 0.5054$
4. $K = \frac{891 \times 6.067^4}{600^2} = 3.35$ . . . . . . Basado en tuberías de 6 pulgadas y cédula 40

   $K = \frac{891 \times 1352.8}{600^2} = 3.35$
5. $\frac{L}{D} = \frac{K}{f}$ . . . . ecuación 3-14
6. $f = 0.015$ . . . para tuberías de 154 mm (6.067") de diámetro interior en régimen de turbulencia completa; página A-44
7. $\frac{L}{D} = \frac{K}{f} = \frac{3.35}{0.015} = 223$

   $D = 154.1 \div 1000 = 0.1541$ metros
8. $L = \left(\frac{L}{D}\right) D = 223 \times 0.1541 = 34.4$ metros

   $L = \left(\frac{L}{D}\right) D = 223 \times 0.5054 = 113$ pies

*En los capítulos precedentes se presentaron por separado los problemas para cada uno de los sistemas. En el presente, se presentan los datos para ambos sistemas en un solo problema. En caso de que no exista anotación alguna en color (sistema inglés) es señal que la indicada sirve para ambos sistemas.

Determinación de la resistencia de válvulas en función de L/D, K y coeficiente de flujo C_v (continuación)

Ejemplo 4-3 . . . L, L/D y K para tipos convencionales de válvulas

Datos: Se tiene una válvula angular convencional de acero, clase 600, de 100 mm (4 pulgadas), con paso total.

Hállese: El coeficiente de resistencia K y las longitudes equivalentes L/D y L para flujos en donde la turbulencia sea completa.

Solución:

1. K, L/D y L deben darse en función de las dimensiones de la tubería de 4 pulgadas y cédula 80; véase página 2-12.
2. $K = 150 f_T$ . . . . página A-47

   $K = f\frac{L}{D}$; o $\frac{L}{D} = \frac{K}{f_T}$ . . . . ecuación 3-14

   (el subíndice "T" indica flujo en la zona de turbulencia completa)
3. $d = 97.2$ 3.826 . . . . .página B-21

   $f_T = 0.017$ . . . . .página A-46
4. $K = 150 \times 0.017 = 2.55$ . . . . basado en tuberías de 4" cédula 80
5. $\frac{L}{D} = \frac{2.55}{0.017} = 150$ . . . véase la página A-50 para obtener soluciones gráficas de los pasos 5 y 6.
6. $L = \left(\frac{L}{D}\right)D = \frac{150 \times 97.2}{1000} = 14.6$ metros

   $L = \left(\frac{L}{D}\right)D = \frac{150 \times 3.826}{12} = 47.8$ pulgadas

Ejemplo 4-4 . . . Válvulas tipo Venturi

Datos: Una válvula de compuerta de acero, de 150 × 100 mm (6 × 4 pulgadas), clase 600, tiene la entrada y salida cónicas con disminución gradual de diámetro desde los extremos a los anillos del cuerpo. La dimensión entre extremos es 560 mm (22 pulgadas) y entre fondos de los anillos de asiento, es de aproximadamente 150 mm (6 pulgadas).

Hállese: K_2, cualesquiera sean las condiciones de flujo, L/D y L para flujo en la zona de turbulencia completa.

Solución:

1. K_2, L/D y L deben darse en función de las dimensiones de la tubería de 6 pulgadas y cédula 80; véase página 2-12.
2. $K_1 = 8 f_T$ . . . . página A-47

   $$K_2 = \frac{K_1 + \text{sen}\frac{\theta}{2}\,[0.8\,(1-\beta^2) + 2.6\,(1-\beta^2)^2]}{\beta^4}$$

   . . . . página A-46

   $K = f\frac{L}{D}$ o $\frac{L}{D} = \frac{K}{f_T}$ . . . . .ecuación 3-14

   $\beta = \frac{d_1}{d_2}$ . . . . página A-46
3. $d_1 = 101.6$ (4.00). . . tubería de 4 pulgadas y cédula 80; pág. B-21

   $d_2 = 146.4$ (5.761). tubería de 6 pulgadas y cédula 80; pág. B-21

   $f_T = 0.015$ . . . . . . para diámetro de 6 pulgadas página A-46
4. $\beta = \frac{101.6}{146.4} = 0.69$ $\beta^2 = 0.48$ $\beta^4 = 0.23$

   $\beta = \frac{4.00}{5.761} = 0.69$ $\beta^2 = 0.48$ $\beta^4 = 0.23$

   $\tan\frac{\theta}{2} = \frac{0.5(146.4 - 101.6)}{0.5(560 - 150)}$

   $\tan\frac{\theta}{2} = \frac{0.5\,(5.761 - 4.00)}{0.5\,(22 - 6)}$

   $\tan\frac{\theta}{2} = 0.11 = \text{sen}\frac{\theta}{2}$ aproximadamente
5. $K_2 = \frac{8 \times 0.015 + 0.11(0.8 \times 0.52 + 2.6 \times 0.52^2)}{0.23}$

   $K_2 = 1.06$
6. $\frac{L}{D} = \frac{1.06}{0.015} = 70$ . . . . tubería de 6 pulgadas y cédula 80
7. $L = \frac{70 \times 146.4}{1000} = 10$ metros de tubería de 6" cédula 80

   $L = \frac{70 \times 5.761}{12} = 34$ pies de tubería de 6 pulgadas y cédula 80

(Para obtener soluciones gráficas de los pasos 6 y 7, véase la página A-50)

Válvulas de retención
Determinación del diámetro

Ejemplo 4-5 . . . Válvulas de retención (check) con obturador ascendente.

Datos: Se necesita una válvula de retención (check) de obturador ascendente, del tipo de globo con guía en el obturador, para acoplarla a una tubería horizontal de 3 pulgadas y cédula 40, por la que circule agua a 20°C (70°F) a razón de 300 litros por minuto (80 galones por minuto).

Hállese: El diámetro adecuado de la válvula de retención (check) y la pérdida de presión. La válvula debe dimensionarse de modo que el obturador esté en posición de total apertura para el caudal especificado; en la página 2-9 hay comentarios al respecto.

*Solución:**

1. $v_{mín} = 50\sqrt{\bar{V}} \quad \left(40\sqrt{\bar{V}}\right)$ . . . . . . página A-47

$v = \frac{21.22Q}{d^2} \quad \left(\frac{0.408\,Q}{d^2}\right)$ . . . . . ecuación 3-2

$\Delta p = \frac{0.002\,25\,K\rho Q^2}{d^4} \quad \left(\frac{18 \times 10^{-6}\,K\rho Q^2}{d^4}\right)$ ecuación 3-13

**$K_1 = 600\,f_T$ . . . . página A-47

$K_2 = \frac{K_1 + \beta\,[0.5\,(1-\beta^2) + (1-\beta^2)^2]}{\beta^4}$ página A-47

$\beta = \frac{d_1}{d_2}$ . . . . .página A-46

2. $d_1 = 62.7$ . . . para tubería de 2.5 pulgadas y cédula 40; página B-21

$d_1 = 2.469$

$d_2 = 77.9$ . . para tubería de 3 pulgadas y cédula 40; página B-21

$d_2 = 3.068$

$\bar{V} = 0.001\,002$ . . . . .agua a 20°C (70°F) página A-10

$\bar{V} = 0.01605$

$\rho = 998.2$ . . . . .agua a 20°C ( ) página A-10

$\rho = 62.305$

$f_T = 0.018$ . . . . para diámetros de 2½'' o 3'' página A-46

3. $v_{mín} = 50\sqrt{0.001} = 1.585$ para válvula de 3 pulgadas

$v = \frac{21.22 \times 300}{77 \times 92} = 1.05$

$v_{min} = 40\sqrt{0.01605} = 5.1$ pies/seg

$v = \frac{0.408 \times 80}{3.068^2} = 3.5$ pies/seg

En la misma proporción en que v es inferior a $v_{mín}$, una válvula de 3 pulgadas es demasiado grande. Probar con una válvula de 2.5 pulgadas:

$v = \frac{21.22 \times 300}{62.7^2} = 1.62$

$v = \frac{0.408 \times 80}{2.469^2} = 5.35$ pies/seg

Con base en lo anterior, es aconsejable la instalación de una válvula de 2.5 pulgadas para una tubería de 3 pulgadas y cédula 40 con reducciones.

4. $\beta = \frac{62.7}{77.9} = 0.80 \qquad \frac{2.469}{3.068} = 0.80$

$\beta^2 = 0.64$

$\beta^4 = 0.41$

5. $K_2 = \frac{600 \times 0.018 + 0.8\,[0.5\,(1-0.64) + (1-0.64)^2]}{0.41}$

$K_2 = 27$

6. $\Delta p = \frac{0.002\,25 \times 27 \times 998.2 \times 300^2}{77.9^4} = 0.148$ bar

$\Delta P = \frac{18 \times 10^{-6} \times 27 \times 62.305 \times 80^2}{3.068^4} =$ **2.2** libras/pulg²

*Cuando las literales tengan diferente valor en cada uno de los sistemas, se escribirán ambos, uno después de otro, pero cambiando de color. Por ejemplo, la primera ecuación equivaldría a:

$v_{mín} = 50\sqrt{\bar{V}} \qquad v_{mín} = 40\sqrt{\bar{V}}$

**Cuando el valor sea idéntico en ambos sistemas sólo se expresará sin color.

Válvulas con estrechamiento en los extremos; velocidad y caudal

Ejemplo 4-6 . . . Válvula de bola de paso reducido

Datos: Un depósito descarga agua a 15.5°C (60°F) a la atmósfera, desde un tanque con una altura media de 7 metros (22 pies) a través de:

60 metros (200 pies) de tubería de 3 pulgadas y cédula 40; 6 codos roscados, estándar de 90°, de 3"; una válvula de bola con bridas de 3 pulgadas, con paso reducido a 60 mm (2 3/8") de diámetro extremos de entrada y salida con conocidad de 16° y 30° respectivamente. La entrada en canto vivo coincide con el interior del depósito.

Hállese: La velocidad de circulación por la tubería y caudal en litros por minuto (galones por minuto).

Solución:

1. $h_L = K\frac{v^2}{2g_n}$ o $v = \sqrt{\frac{2g_n h_L}{K}}$ ecuación 3-13

   $h_L = K\frac{v^2}{2g}$ o $v = \sqrt{\frac{2gh_L}{K}}$

   $v = 21.22\frac{Q}{d^2}$ o $Q = 0.047vd^2$ ecuación 3-2

   $v = 0.408\frac{Q}{d^2}$ o $Q = 2.451\ vd^2$

2. $K = 0.5$ .... entrada; página A-49

   $K = 1.0$ .... salida; página A-49

   $f_T = 0.018$ .... página A-46

3. En la página A-48 se indica la utilización de la fórmula 5 para la determinación de K en válvulas de bola. Sin embargo, cuando los ángulos de entrada y salida (θ) difieren, la fórmula debe modificarse así:

   $$K_2 = \frac{K_1 + .8\,\text{sen}\frac{\theta}{2}(1-\beta^2) + 2.6\,\text{sen}\frac{\theta}{2}(1-\beta^2)^2}{\beta^4}$$

4. $\beta = \frac{d_1}{d_2} = \frac{60}{77.9} = 0.77$ .....página A-46

   $\beta = \frac{d_1}{d_2} = \frac{2.375}{3.068} = 0.77$

5. $\text{sen}\,\theta/2 = \text{sen}\,8° = 0.14$ ... entrada de la válvula

6. $\text{sen}\,\theta/2 = \text{sen}\,15° = 0.26$ ... salida de la válvula

7. $K_2 = \frac{3 \times .018 + 0.8 \times 0.14\,(1 - 0.77^2)}{0.77^4} + \frac{2.6 \times 0.26\,(1 - 0.77^2)^2}{0.77^4} = 0.58$ ..... válv.

   $K = 6 \times 30 f_T = 180 \times 0.018 = 3.24$ 6 codos; página A-49

   $K = f\frac{L}{D} = \frac{0.018 \times 60 \times 1000}{77.9} = 13.9$ tubería ecuación 3-14

   $K = f\frac{L}{D} = \frac{0.018 \times 200 \times 12}{3.068} = 14.08$

8. Entonces, para el sistema completo (entrada, tubería, válvula de bola, seis codos y salida).

   $K = 0.5 + 13.9 + 0.58 + 3.24 + 1.0 = 19.2$

   $K = 0.5 + 14.08 + 0.58 + 3.24 + 1.0 = 19.4$

9. $v = \sqrt{(19.62 \times 7) \div 19.2} = 2.675$ m/s

   $Q = 0.047 \times 2.675 \times 77.9^2 = 763$ litros/minuto

   $v = \sqrt{(64.4 \times 22) \div 19.4} = 8.5$ pies/seg

   $Q = 2.451 \times 8.5 \times 3.068^2 = 196$ galones/min

10. Calcúlese el número de Reynolds para verificar que el factor de fricción 0.018 (zona de turbulencia completa) sea el correcto para esas condiciones de flujo, o bien, úsese la escala "vd" de la parte superior del nomograma del factor de fricción de la página A-44

    $vd = 2.675 \times 77.9 = 208$

    $vd = 8.5 \times 3.068 = 26$

11. Véase el nomograma de la página A-44 donde vd = 208 (26). Nótese que el valor de f para tuberías de 3 pulgadas es menor de 0.02. Por tanto, el flujo está en la zona de transición (muy cercano a la zona de turbulencia completa) pero la diferencia es demasiado pequeña como para no hacer correcciones del valor de K para la tubería.

Flujo laminar en válvulas, accesorios y tuberías

En problemas de flujo donde la viscosidad es alta, calcúlese el número de Reynolds para determinar si el flujo es laminar o turbulento.

Ejemplo 4-7

Datos: Un aceite lubricante S.A.E. 10 a 15°C (60°F) circula por el sistema descrito en el ejemplo 4-6, con la misma altura diferencial.

Hállese: La velocidad en la tubería y el caudal en litros por minuto (en galones por minuto).

Solución:

1. $h_L = K\frac{v^2}{2g_n}$ $h_L = K\frac{v^2}{2g}$ . . ecuación 3-13

$v = \sqrt{\frac{2g_n h_L}{K}}$ $v = \sqrt{\frac{2gh_L}{K}}$

$v = 21.22\frac{Q}{d^2}$ $v = 0.408\frac{Q}{d^2}$ . . . ecuación 3-2

$Q = 0.047\,vd^2$ $Q = 2.451\,vd^2$

$R_e = \frac{dv\rho}{\mu}$ $R_e = 124\frac{dv\rho}{\mu}$ . . . ecuación 3-3

$f = \frac{64}{R_e}$ tubería, flujo laminar; ecuación 3-6

$K = f\frac{L}{D}$ . . . . tubería; ecuación 3-14

2. $K_2 = 0.58$ . . . . válvula; ejemplo 4-6

$K = 3.24$ . . . . 6 codos; ejemplo 4-6

$K = 0.5$ . . . . entrada; ejemplo 4-6

$K = 1.0$ . . . . salida; ejemplo 4-6

$\rho = 875.2$ $\rho = 54.64$ . . . . página A-12

$\mu = 100$ . . . . página A-4

$h_L = 7$ $h_L = 22$ . . . . ejemplo 4-6

3. *Al suponer régimen laminar con $v = 1.5$ (5.0)

$$R_e = \frac{77.9 \times 1.5 \times 875.2}{100} = 1020$$

$$R_e = \frac{124 \times 3.068 \times 5 \times 54.64}{100} = 1040$$

$f = 64 \div 1020 = 0.063$

$f = 64 \div 1040 = 0.062$ . . . . tubería

$$K = \frac{0.063 \times 60 \times 1000}{77.9} = 48.5$$

$$K = \frac{0.062 \times 200 \times 12}{3.068} = 48.5$$ . . . . . tubería

$K = 48.5 + 0.58 + 3.24 + 0.5 + 1.0$

$K = 53.8$ . . . . sistema completo

4. $v = \sqrt{\frac{19.62 \times 7}{53.8}} = 1.6$ m/s

$v = \sqrt{\frac{64.4 \times 22}{53.8}} = 5.13$ pies/segundo

5. $Q = 0.047 \times 1.6 \times 77.9^2 = 456$ litros/minuto

$Q = 2.451 \times 5.13 \times 3.068^2 = 118$ galones/minuto

***Nota:* Este problema tiene dos incógnitas, por lo tanto hay que solucionarlo por aproximaciones. Dos o tres serán suficientes para dar con la solución dentro de los límites deseados.**

Flujo laminar en válvulas, accesorios y tuberías (continuación)

Ejemplo 4-8

Datos: Un aceite lubricante S.A.E. 70 a 40°C (100°F) circula a razón de 600 barriles por hora a través de 60 metros (200 pies) de tubería de 8 pulgadas y cédula 40, en la que hay instalada una válvula de 8 pulgadas de asiento convencional con paso total.

Hállese: La caída de presión debida al flujo en la tubería y la válvula.

Solución:

1. $\Delta p = \dfrac{0.0158\, K\rho B^2}{d^4}$ .... ecuación 3-13

$\Delta P = \dfrac{8.82 \times 10^{-6}\, K\rho B^2}{d^4}$

$R_e = \dfrac{56.23\, \rho B}{d\mu}$ $\quad R_e = \dfrac{35.4\, \rho B}{d\mu}$ . . . ecuación 3-3

$K_1 = 340 f_T$ .... válvula; página A-47

$K = f \dfrac{L}{D}$ .... tubería; ecuación 3-14

$f = \dfrac{64}{R_e}$ .... tubería

2. S = 0.916 a 15.6°C (60°F) ...... página A-12

S = 0.90 a 40°C a (100°F) ...... página A-12

d = 202.7(7.981) . . tubería de 8 pulgadas y cédula 40; página B-21

$\mu = 450$ μ = (470) .... página A-4

$f_T = 0.014$ .... página A-46

3. $\rho = 999 \times 0.9 = 899$ .... páginas A-10, A-12

$\rho = 62.371 \times 0.90 = 56.1$

$R_e = \dfrac{56.23 \times 899 \times 600}{202.7 \times 450} = 332$

$R_e = \dfrac{35.4 \times 600 \times 56.1}{7.981 \times 470} = 318$

$R_e < 2000$; por tanto el flujo es laminar

4. $f = \dfrac{64}{332} = 0.193$ .... tubería

$K_1 = 340 \times 0.014 = 4.76$ .... válvula

$K = \dfrac{0.193 \times 60 \times 1000}{202.7} = 57.13$ ...... tubería

$K = \dfrac{0.20 \times 200 \times 12}{7.981} = 60.14$

$K = 4.76 + 57.13 = 61.89$ . . sistema completo

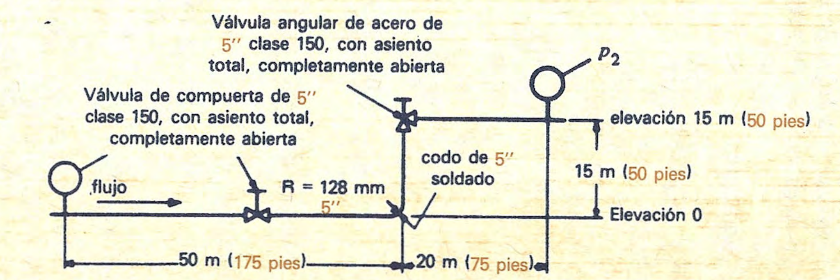
$K = 4.76 + 60.14 = 64.9$

5. $\Delta p = \dfrac{0.0158 \times 61.89 \times 899 \times 600^2}{202.7^4} = 0.188$ bar

$\Delta P = \dfrac{8.82 \times 10^{-6} \times 64.9 \times 56.1 \times 600^2}{7.981^4} = 2.85$ libras/pulg²

Ejemplo 4-9

Datos: Un aceite lubricante S.A.E. 70 a 40°C (100°F) circula por una tubería de 5 pulgadas cédula 40 a razón de 2 300 litros por minuto (600 galones por minuto), como se indica en el esquema siguiente.



Flujo laminar en válvulas, accesorios y tuberías (continuación)

Hállese: La velocidad en metros por segundo (pie/s) y la diferencia de presión entre los manómetros p_1 y p_2.

Solución:

1. $v = \frac{21.22Q}{d^2}$ . . . . ecuación 3-2

$v = \frac{0.408Q}{d^2}$

$R_e = \frac{21.22Q\rho}{d\mu}$ . . . . ecuación 3-3

$R_e = \frac{50.6Q\rho}{d\mu}$

$\Delta p = \frac{0.002\,25\,K\rho Q^2}{d^4}$ pérdida debida al flujo; ecuación 3-13

$\Delta P = \frac{18 \times 10^{-6} K\rho Q^2}{d^4}$

$\Delta p = \frac{h_L\rho}{10\,200}$ pérdida debida al cambio de elevación; ecuación 3-22

$\Delta P = \frac{h_L\rho}{144}$

2. $K_1 = 8 f_T$ válvula de compuerta; página A-47

$K_1 = 150 f_T$ . . . válvula angular; página A-47

$K = 20 f_T$ . . . . codo; página A-49

$K = f\frac{L}{D}$ . . . . tubería; ecuación 3-14

$f = \frac{64}{R_e}$ . . . . tubería; ecuación 3-6

3. $d = 128.2$ (5.047) . . tubería de 5'' cédula 40; página B-21

S = 0.916 a 15.6°C (60°F) . . . . . página A-12

S = 0.90 a 40°C (100°F). . . . . página A-12

$\mu = 450$ (470) . . . . página A-4

$\rho = 999 \times 0.9 = 899$ . . . . .páginas A-10, A-12

$\rho = 62.371 \times 0.90 = 56.1$

$f_T = 0.016$ . . . . página A-46

4. $R_e = \frac{21.22 \times 2300 \times 899}{128.2 \times 450} = 760$

$R_e = \frac{50.6 \times 600 \times 56.1}{5.047 \times 470} = 718$

$R_e < 2000$; por tanto el régimen es laminar

5. $f = \frac{64}{760} = 0.084$

$f = \frac{64}{718} = 0.089$

6. Al totalizar K para el sistema completo (válvula de compuerta, válvula angular, codo y tubería),

$K = (8 \times 0.016) + (150 \times 0.016) + (20 \times 0.016) + \frac{(0.084 \times 85 \times 1000)}{128.2} = 55.7$

$K = (8 \times 0.016) + (150 \times 0.016) + (20 \times 0.016) + \frac{(0.089 \times 300 \times 12)}{5.047} = 66.3$

7. $v = \frac{21.22 \times 2300}{128.2^2} = 2.97$ metros/segundo

$v = \frac{0.408 \times 600}{5.047^2} = 9.6$ pies/segundo

8. $\Delta p = \frac{0.002\,25 \times 55.7 \times 899 \times 2300^2}{128.2^4} + \frac{15 \times 899}{10\,200}$

$\Delta p = 3.53$ bar . . . . total

$\Delta P = \frac{18 \times 10^{-6} \times 66.3 \times 56.1 \times 600^2}{5.047^4} + \frac{50 \times 56.1}{144}$

$\Delta P = 55.05$ libras/pulg² . . . . total

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías

Ejemplo 4-10 . . . Sistemas de tuberías — Vapor de agua

Datos: En 120 metros (400 pies) de tubería de 6 pulgadas y cédula 80, en posición horizontal, circula vapor de agua, a 40 bar absolutos y 460°C (600 libras/pulg² y 850°F), a razón de 40 000 kg por hora (90 000 libras/hora).

El sistema contiene tres codos de 90°, soldados, con un radio relativo de 1.5; una válvula de compuerta Venturi, de 6 × 4 pulgadas, clase 600, totalmente abierta, como se describe en el ejemplo 4-4, y una válvula de globo en Y de 6 pulgadas, clase 600. Esta última tiene un asiento con diámetro igual a 0.9 del diámetro interior de la tubería cédula 80 y el obturador en posición de total apertura.

Hállese: La pérdida de presión en el sistema.

Solución:

1. $\Delta p = \frac{0.6253\, K W^2 \bar{V}}{d^4}$ . . . . ecuación 3-13

$\Delta P = \frac{28 \times 10^{-8}\, K W^2 \bar{V}}{d^4}$

2. Para válvulas de globo (véase página A-47)

$K_2 = \frac{K_1 + \beta\, [0.5\, 1 - \beta^2) + 1 - \beta^2)^2]}{\beta^4}$

$K_1 = 55\, f_T$

$\beta = 0.9$

3. $K = 14\, f_T$ codos de 90° soldados; página A-49

$K = f\, \frac{L}{D}$ . . . . tubería; ecuación 3-14

$R_e = 354\, \frac{W}{d\mu}$ . . . . ecuación 3-3

$R_e = 6.31\, \frac{W}{d\mu}$

$d = 146.4$ (5.761) tubería de 6 pulgadas y cédula 80; página B-21

$\bar{V} = 0.081$ . . . vapor de agua a 40 bar y 460°C (600 libras/pulg² y 850°F); página A-30

$\bar{V} = 1.216$

$\mu = 0.027$ . . . . página A-2

$f_T = 0.015$ . . . . página A-46

5. Para válvulas de globo,

$K_2 = \frac{55 \times .015 + .9\, [.5\, (1 - .9^2) + (1 - .9^2)^2]}{.9^4}$

$K_2 = 1.44$

6. $R_e = \frac{354 \times 40\,000}{146.4 \times 0.027} = 3.58 \times 10^6$

$R_e = \frac{6.31 \times 90\,000}{5.761 \times 0.027} = 3.65 \times 10^6$

$f = 0.015$ . . . . .tubería; página A-44

$K = \frac{0.015 \times 120 \times 1000}{146.4} = 12.3$ . . . .tubería

$K = \frac{0.015 \times 400 \times 12}{5.761} = 12.5$

$K = 3 \times 14 \times 0.015 = 0.63$ 3 codos; página A-49

$K_2 = 1.44$ . . . . válvula de compuerta de 6 × 4 pulgadas ejemplo 4-4

7. Al sumar K para el sistema completo (válvula de globo, tubería, válvula de compuerta tipo Venturi y codos),

$K = 1.44 + 12.3 + 0.63 + 1.44 = 15.8$

$K = 1.44 + 12.5 + 0.63 + 1.44 = 16$

8. $\Delta p = \frac{0.6253 \times 15.8 \times 40\,000^2 \times 0.081}{146.4^4} = 2.8$ bar

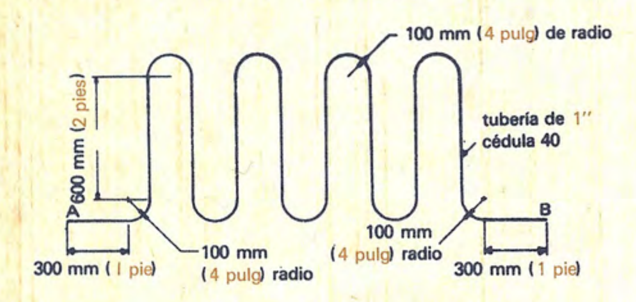
$\Delta P = \frac{28 \times 10^{-8} \times 16 \times 9^2 \times 10^8 \times 1.216}{5.761^4}$

$\Delta P = 40.1$ libras/pulg²

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-11 . . . Serpentines de calefacción planos Agua

Datos: En el serpentín plano de calefacción que se indica en el esquema, circula agua a 80°C (180°F), a razón de 60 litros por minuto (15 galones por minuto).



Hállese: La pérdida de presión del punto A al B

Solución:

1. $\Delta p = \frac{0.002\,25\, K \rho Q^2}{d^4}$ .... ecuación 3-13

$\Delta P = \frac{18 \times 10^{-6}\, K \rho Q^2}{d^4}$

$R_e = \frac{21.22\, Q\rho}{d\mu}$ .... ecuación 3-3

$R_e = \frac{50.6\, Q\rho}{d\mu}$

$K = f\frac{L}{D}$ .....tubería recta; ecuación 3-14

$r/d = 4$ .... curvas de tubería

$K_{90} = 14 f_T$ .....curvas de 90°; página A-49

$K_B = (n-1)\left(.25\, \pi f_T \frac{r}{d} + .5\, K_{90}\right) + K_{90}$

....curvas de 180°; página A-49

2. $\rho = 971.8$ 60.57 ....agua a 80°C (180°F); página A-10

$\mu = 0.35$ 0.34 ....agua a 80°C (180°F); página A-4

$d = 26.6$ 1.049.. tubería de una pulgada, cédula 40; página B-21

$f_T = 0.023$ ..... tubería de una pulgada, cédula 40; página A-46

3. $R_e = \frac{21.22 \times 60 \times 971.8}{26.6 \times 0.35} = 1.33 \times 10^5$

$R_e = \frac{50.6 \times 15 \times 60.57}{1.049 \times 0.34} = 1.3 \times 10^5$

$f = 0.024$ .... tubería

$K = \frac{0.024 \times 5.4 \times 1000}{26.6} = 4.87$ 5.4 metros de tubería recta

$K = \frac{0.024 \times 18 \times 12}{1.049} = 4.94$ 18 pies de tubería recta

$K = 2 \times 14 \times 0.023 = 0.64$ . . .dos curvas de 90°

4. Para siete curvas de 180°,

$K_B = 7[(2-1)\,(0.25\pi \times 0.023 \times 4) + (0.5 \times 0.32) + 0.32] = 3.87$

5. $K_{TOTAL} = 4.87 + 0.64 + 3.87 = 9.38$

$K_{TOTAL} = 4.94 + 0.64 + 3.87 = 9.45$

6. $\Delta p = \frac{0.002\,25 \times 9.38 \times 971.8 \times 60^2}{26.6^4} = 0.152$ bar

$\Delta P = \frac{18 \times 10^{-6} \times 9.45 \times 60.57 \times 15^2}{1.049^4}$

$= 1.91$ libras/pulg²

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-12. . . Cálculo del diámetro o medida de un orificio para una pérdida de presión y velocidad dadas.

Datos: Una tubería de acero de 12 pulgadas de diámetro o medida nominal, ISO 336, 11 mm de espesor de pared y 18 metros (60 pies) de longitud que tiene una válvula de compuerta estándar, descarga agua a 15°C (60°F) a la atmósfera desde un depósito. La tubería se introduce en el depósito para la toma de agua y su línea media se encuentra a 3.5 metros (12 pies) bajo el nivel de agua del depósito.

Hállese: El diámetro del orificio (de chapa delgada) que debe instalarse en la tubería para limitar la velocidad de flujo a 3 metros por segundo (10 pies por segundo) cuando la válvula de compuerta está completamente abierta.

Solución:

1. $h_L = K\dfrac{v^2}{2g_n}$ o $K = \dfrac{2g_n h_L}{v^2}$ ecuación 3-13

$h_L = K\dfrac{v^2}{2g}$ o $K = \dfrac{2gh_L}{v^2}$

$R_e = \dfrac{dv\rho}{\mu}$ .... ecuación 3-3

$R_e = \dfrac{123.9\, dv\rho}{\mu}$

2. $K = 0.78$ ....entrada; página A-49

$K = 1.0$ .... salida; página A-49

$K_1 = 8f_T$ .... válvula de compuerta; página A-47

$K = f\dfrac{L}{D}$ .... tubería; ecuación 3-14

3. $d = 301.9$ 11.938..... tubería; página B-29

$f_T = 0.013$ .... tubería; página A-46

$\rho = 999.0$ 62.371............ página A-10

$\mu = 1.1$ .... página A-4

4. $R_e = \dfrac{301.9 \times 3 \times 999}{1.1} = 8.2 \times 10^5$

$R_e = \dfrac{123.9 \times 11.938 \times 10 \times 62.371}{1.1} = 8.4 \times 10^5$

$f = 0.014$ ....página A-44

5. K Total requerido = ´ ´ .5 ÷ 3^2 = 7.63

$64.4 \times 12 \div 10^2 = 7.72$

$K_1 = 8 \times 0.013 = 0.10$ . .válvula de compuerta

$K = \dfrac{18 \times 1000}{301.9} \times 0.013 = 0.84$ .... tubería

$K = 60 \times 0.014 = 0.84$

entonces, con excepción del orificio.

$K_{total} = 0.78 + 1.0 + 0.1 + 0.84 = 2.72$

6. $K_{orificio} = 7.63 - 2.72 = 4.91$

$K_{orificio} = 7.72 - 2.72 = 5$

7. $K_{orificio} \simeq \dfrac{1 - \beta^2}{C^2\beta^4}$ ....página A-38

8. Si se supone $\beta = 0.7$ ∴ $C = 0.7$ página A-38
entonces $K \simeq 4.3$ ∴ β es demasiado grande

9. Si se supone $\beta = 0.65$ ∴ $C = 0.67$ página A-38
entonces $K \simeq 7.1$ ∴ β es demasiado pequeño

10. Si se supone $\beta = 0.69$ ∴ $C = 0.687$ página A-38
entonces $K \simeq 4.9$ ∴ $\beta = 0.69$ es aceptable

Si se supone $\beta = 0.67$ ∴ $C = 0.682$
entonces $K \simeq 5.8$ ∴ $\beta = 0.68$

11. Diámetro del orificio $\simeq 0.69 \times 301.9 =$ 208 mm de diámetro

Diámetro del orificio $\simeq 11.938 \times 0.68 = 8.1''$ pulgadas de diámetro

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-13 . . . Flujo dado en unidades inglesas.

Datos: A través de una tubería de acero de 2 pulgadas cédula 40, de 100 pies de longitud, circula un aceite combustible con peso específico de 0.815 y viscosidad cinemática de 2.7 centistokes, a razón de 2 galones de EUA por segundo.

Hállese: La pérdida de presión en bar y en libras-fuerza por pulgada cuadrada.

Solución:

1. $\Delta p = 2.252 \dfrac{fL\rho Q^2}{d^5}$ . . . . ecuación 3-5

   $R_e = 21\ 220 \dfrac{Q}{\nu d}$ . . . . .ecuación 3-3

2. Convertir las unidades dadas en las unidades utilizadas en este libro.

   1 pie = 0.3048 metros

   1 galón de EUA = 3.785 litros

3. L = 100 pies = 100 x 0.3048 = 30.48 metros

4. d = 52.5 mm . . . . página B-23

5. $\rho = 999 \times S = 999 \times 0.815$ . . . . . . página A-13

   $\rho = 814$ kg/m³

6. 2 galones de EUA = 2 x 3.785 = 7.57 litros

7. $Q = \left(\dfrac{7.57\text{ litros}}{\text{seg}}\right)\left(\dfrac{60\text{ seg}}{\text{mín}}\right)$ = 454.2 litros/mín

8. ν = 2.7 centistokes

9. $R_e = \dfrac{21\ 220 \times 454.2}{2.7 \times 52.5}$ = 68 000 o 6.8×10^4

10. $f = 0.0230$ . . . . página A-45

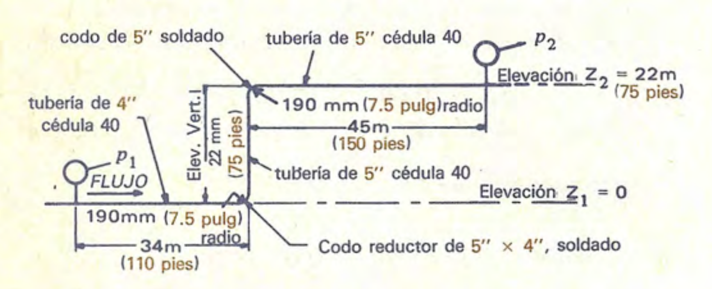
11. $\Delta p = \dfrac{2.252 \times 0.0230 \times 30.48 \times 814 \times 454.2^2}{52.5^5}$

    $\Delta p = 0.665$ bar

12. Pérdida de presión en libras-fuerza por pulgada cuadrada
    = 0.665 x 14.5
    = 9.64 lbf/in²

Ejemplo 4-14 . . . Teorema de Bernoulli — Agua

Datos: En el sistema de tubería mostrado en el esquema, circula agua a 15°C (60°F), a razón de 1 500 litros por minuto (400 galones por minuto).



Hállese: Velocidad en las tuberías de 4 y 5 pulgadas y la diferencia de presión entre los manómetros p_1 y p_2

Solución:

1. Usando el teorema de Bernoulli (véase página 3-2):

$$Z_1 + \frac{10^5 p_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v^2{}_1}{2g_n} = Z_2 + \frac{10^5 p_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v^2{}_2}{2g_n} + h_L$$

$$Z_1 + \frac{144\ P_1}{\rho_1} + \frac{v^2_1}{2g} = Z_2 + \frac{144\ P_2}{\rho_2} + \frac{v^2_2}{2g} + h_L$$

Como $\rho_1 = \rho_2 = \rho$

$$p_1 - p_2 = \frac{\rho g_n}{10^5}\left[(Z_2 - Z_1) + \frac{v^2{}_2 - v^2{}_1}{2g_n} + h_L\right]$$

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho}{144}\left((Z_2 - Z_1) + \frac{v^2_2 - v^2_1}{2g} + h_L\right)$$

2. $h_L = \dfrac{22.96KQ^2}{d^4}$ . . . . .ecuación 3-13

   $h_L = \dfrac{0.00259KQ^2}{d^4}$

   $R_e = \dfrac{21.22Q\rho}{d\mu}$ . . . . .ecuación 3-3

   $R_e = \dfrac{50.6\ Q\rho}{d\mu}$

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

$K = f \frac{L}{D}$ ....ecuación 3-14

$K = \frac{fL}{D\beta^4}$ .... tubería pequeña, en términos de la tubería grande; página 2-13

$K = 14 f_T$ codo de 90°; página A-49

$K = 14 f_T + \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4}$ codo reductor de 90°; página A-46

Nota: A falta de datos de prueba para codos reductores, se estima, conservadoramente, que su resistencia es igual a la suma de la debida a un codo de 5 pulgadas de paso constante y la de un ensanchamiento repentino (4 a 5 pulgadas).

$\beta = \frac{d_1}{d_2}$ .... página A-46

3. $\rho = 999.0$ 62.371 .... página A-10

$\mu = 1.1$ .... página A-4

$d_1 = 102.3$ 4.026 .tubería de 4 pulgadas cédula 40; página B-21

$d_2 = 128.2$ 5.047.. tubería de 5 pulgadas cédula 40; página B-21

$f_T = 0.016$ ....paso de 5 pulgadas; página-A-46

4. $\beta = \frac{102.3}{128.2} = 0.80$

$\beta = \frac{4.026}{5.047} = 0.80$

$Z_2 - Z_1 = 22 - 0 = 22$ metros

$Z_2 - Z_1 = 75 - 0 = 75$ pies

$v_1 = 3.04$ 10.08 ..... tubería de 4 pulgadas; página B-16

$v_2 = 1.94$ 6.42...... tubería de 5 pulgadas; página B-16

$\frac{v^2_2 - v^2_1}{2g_n} = \frac{1.936^2 - 3.041^2}{2 \times 9.81} = -0.28$ metros

$\frac{v^2_2 - v^2_1}{2g} = \frac{6.42^2 - 10.08^2}{2 \times 32.2} = -0.94$ pies

5. Para tuberías cédula 40

$R_e = \frac{21.22 \times 1500 \times 999}{102.3 \times 1.1} = 2.83 \times 10^5$ tubería de 4 pulgadas

$R_e = \frac{50.6 \times 400 \times 62.371}{4.026 \times 1.1} = 2.85 \times 10^5$

$R_e = \frac{21.22 \times 1500 \times 999}{128.2 \times 1.1} = 2.25 \times 10^5$ tubería de 5 pulgadas

$R_e = \frac{50.6 \times 400 \times 62.371}{5.047 \times 1.1} = 2.27 \times 10^5$

$f = 0.018$ ....tubería de 4 o 5 pulgadas

6. $K = \frac{0.018 \times 67 \times 1000}{128.2} = 9.4$

$K = \frac{0.018 \times 225 \times 12}{5.047} = 9.6$

$K = 9.4$ .. 9.6... para 67 m (225 pies) de tubería de 5'' cédula 40

$K = \frac{0.018 \times 34 \times 1000}{102.3}$

$K = \frac{0.018 \times 110 \times 12}{4.026} = 5.9$

$K = 6.0$ 5.9 ..para 34 m (110 pies) de tubería de 4'' cédula 40

Con referencia a la velocidad en la tubería de 5'',

$K_2 = 6.0 \div 0.8^4 = 14.6$ ....página 2-14

$K_2 = 5.9 \div 0.8^4 = 14.4$

$K = 14 \times 0.016 = 0.22$ .... codo de 90° 5 pulgadas

$K = 0.22 + \frac{0.36^2}{0.8^4} = 0.54$ ..... codo de 90° de 5 × 4 pulgadas

7. Entonces, en función de la tubería de 5 pulgadas.

$K_{TOTAL} = 9.4 + 14.6 + 0.22 + 0.54 = 24.8$

$K_{TOTAL} = 9.6 + 14.4 + 0.22 + 0.54 = 24.8$

8. $h_L = \frac{22.96 \times 24.8 \times 1500^2}{128.2^4} = 4.74$

$h_L = \frac{0.00259 \times 24.8 \times 400^2}{5.047^4} = 15.8$

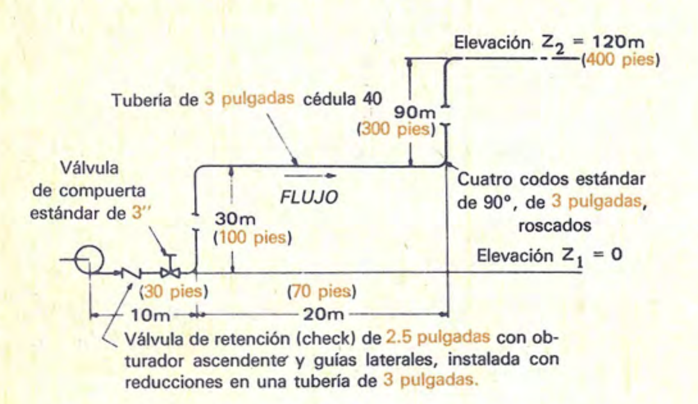
9. $p_1 - p_2 = \frac{999 \times 9.81}{10^5}(22 - 0.28 + 4.74) = 2.6$ bar

$P_1 - P_2 = \frac{62.371}{144}(75 - 0.94 + 15.8) = 39.0$ libras/pulg²

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-15 . . . Potencia requerida para bombeo

Datos: En el sistema de tuberías del esquema, se bombea agua a 20°C (70°F), a razón de 400 litros por minuto (100 galones por minuto).



Hállese: La altura total de descarga (H) para las condiciones de flujo y la potencia (potencia al freno) necesaria para una bomba que tiene un rendimiento (e_p) del 70%.

Solución:

1. Úsese el teorema de Bernoulli (ecuación 3-1)

$$Z_1 + \frac{10^5 p_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v^2_1}{2g_n} = Z_2 + \frac{10^5 p_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v^2_2}{2g_n} + h_L$$

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{v^2_1}{2g} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{v^2_2}{2g} + h_L$$

2. Como: $\rho_1 = \rho_2$ y $v_1 = v_2$, la ecuación queda:

$$\frac{10^5}{\rho g_n}(p_1 - p_2) = (Z_2 - Z_1) + h_L$$

$$\frac{144}{\rho}(P_1 - P_2) = (Z_2 - Z_1) + h_L$$

3. $h_L = \dfrac{22.96\,KQ^2}{d^4}$ . . . . ecuación 3-13

$$h_L = \frac{0.00259\,KQ^2}{d^4}$$

$R_e = \dfrac{dv\rho}{\mu}$ $\quad R_e = 123.9\dfrac{d\,v\,\rho}{\mu}$ . . . .ecuación 3-3

$v = \dfrac{21.22Q}{d^2}$ $\quad v = \dfrac{0.408\,Q}{d^2}$ . . . . .ecuación 3-2

Potencia necesaria (kW) $= \dfrac{QH\rho}{6116 \times 10^3 \times e_p}$ página B-31

$$bhp = \frac{Q\,H\,\rho}{247\,000\,e_p}$$

4. $K = 30f_T$ . . . . codo de 90°; página A-49

$K_1 = 8f_T$ . . . . válvula de compuerta; página A-47

$K = f\dfrac{L}{D}$ . . . . . tubería recta; ecuación 3-14

$K = 1.0$ . . . . .salida; página A-49

5. $d = 77.9$ 3.068 . . . tubería de 3 pulgadas y cédula 40; página B-21

$\rho = 998.2$ 62.305 . . . . página A-10

$\mu = 0.98$ 0.95 . . . . página A-4

$f_T = 0.018$ . . . . página A-46

6. $v = \dfrac{21.22 \times 400}{77.9^2} = 1.4$

$$v = \frac{0.408 \times 100}{3.068^2} = 4.33$$

$$R_e = \frac{77.9 \times 1.4 \times 998.2}{0.98} = 1.1 \times 10^5$$

$$R_e = \frac{123.9 \times 3.068 \times 4.33 \times 62.305}{0.95} = 1.1 \times 10^5$$

$f = 0.021$ . . . . página A-44

7. $K = 4 \times 30 \times 0.018 = 2.16$ . . cuatro codos de 90°

$K_1 = 8 \times 0.018 = 0.14$ . . . válvula de compuerta

$K = 27.0$ válvula de retención de obturador ascendente con reducciones; ejemplo 4-5

Para 150 metros (500 pies) de tubería de 3 pulgadas y cédula 40;

$$K = \frac{0.021 \times 150 \times 1000}{77.9} = 40.4$$

$$K = \frac{0.021 \times 500 \times 12}{3.068} = 41.06$$

$K_{TOTAL} = 2.16 + 0.14 + 27.0 + 40.4 + 1 = 70.7$

$K_{TOTAL} = 2.16 + 0.14 + 27.0 + 41.06 + 1 = 71.4$

8. $h_L = \dfrac{22.96 \times 70.7 \times 400^2}{77.9^4} = 7$ metros

$$h_L = \frac{0.00259 \times 71.4 \times 100^2}{3.068^4} = 21 \text{ pies}$$

9. $H = 120 + 7 = 127$ metros

$H = 400 + 21 = 421$ pies

Potencia necesaria $= \dfrac{400 \times 127 \times 998.2}{6116 \times 10^3 \times 0.7} = 11.84$ kW

$$bhp = \frac{100 \times 421 \times 62.305}{24700 \times 0.70} = 15.2 \text{ hp}$$

Pérdida de presión y velocidad en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-16 . . . Conducciones de aire

Datos: En 25 metros (75 pies) de tubería de 1 pulgada, cédula 40, circula aire a 5 bar manométricos y 40°C, (65 libras/pulg² manométricas y 110°F), a razón de 3 metros cúbicos estándar por minuto (100 pies cúbicos estándar por minuto) (véase página B-15).

Hállese: La pérdida de presión y la velocidad en puntos de colocación de manómetros a la entrada y a la salida.

Solución: 1. La tabla de la página B-18 da una pérdida de presión de 0.565 bar (2.21 libras/pulg²) para aire a 7 bar y 15°C (100 libras/pulg² y 60°F) circulando a razón de 3 metros cúbicos por minuto (100 pies cúbicos por minuto) en 100 metros (100 pies) de tubería de 1 pulgada, cédula 40.

2. Corrección por la longitud, presión y temperatura (página B-20):

$$\Delta p = 0.565 \left(\frac{25}{100}\right)\left(\frac{7 + 1.013}{5 + 1.013}\right)\left(\frac{273 + 40}{288}\right)$$

$$\Delta p = 0.205 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 2.21 \left(\frac{75}{100}\right)\left(\frac{100 + 14.7}{65 + 14.7}\right)\left(\frac{460 + 110}{520}\right)$$

$$\Delta P = 2.61 \text{ libras/pulg}^2$$

3. Para calcular la velocidad, se debe determinar el caudal en metros cúbicos por minuto (pies cúbicos por minuto) para las condiciones de flujo, a partir de la página B-20.

$$q_m = q'_m \left(\frac{1.013}{1.013 + p}\right)\left(\frac{273 + t}{288}\right)$$

$$q_m = q'_m \left(\frac{14.7}{14.7 + P}\right)\left(\frac{460 + t}{520}\right)$$

En el manómetro de la entrada:

$$q_m = 3 \left(\frac{1.013}{1.013 + 5}\right)\left(\frac{273 + 40}{288}\right) = 0.549$$

$$q_m = 100 \left(\frac{14.7}{14.7 + 65}\right)\left(\frac{460 + 110}{520}\right) = 20.2$$

En el manómetro de la salida:

$$q_m = 3 \left[\frac{1.013}{1.013 + (5-0.205)}\right]\left(\frac{273 + 40}{288}\right) = 0.569$$

$$q_m = 100 \left[\frac{14.7}{14.7 + (65 - 2.61)}\right]\left(\frac{460 + 110}{520}\right) = 20.9$$

4. $V = \frac{q_m}{A}$ .... ecuación 3-2

5. $d = 26.6$ 1.049 .... página B-21

6. $A = 0.7854 \left(\frac{26.6}{1000}\right)^2 = 0.000\,556$

$$A = 0.7854 \left(\frac{1.049}{12}\right)^2 = 0.006$$

7. $V = \frac{0.549}{0.000\,556} = 987$ m/min. (*a la entrada*)

$$V = \frac{20.2}{0.006} = 3367 \text{ pies/minutos}$$

$V = \frac{0.569}{0.000\,556} = 1023$ m/min. (*a la salida*)

$$V = \frac{20.9}{0.006} = 3483 \text{ pies/minutos}$$

Nota: El ejemplo 4-16 puede resolverse también mediante el uso de la fórmula de la pérdida de presión y el nomograma VIII o de la fórmula de la velocidad y el nomograma VI.

Problemas de flujo en líneas de tuberías

Ejemplo 4-17 . . . Dimensionamiento de bombas para oleoductos

Datos: En una tubería de acero de 12 pulgadas, cédula 30, norma BS 1600 circula petróleo crudo de 30 grados API a 15.6°C (60°F) y viscosidad Saybolt Universal de 75 segundos, a razón de 1 900 barriles por hora. La línea tiene 80 km (50 millas) de longitud con descarga a una altura de 600 m (2 000 pies) sobre la entrada de la bomba. Supóngase que el rendimiento de la bomba es de 67%.

Hállese: La potencia necesaria de la bomba.

Solución:

1. $\Delta p = 15.81 \dfrac{fL\rho B^2}{d^5}$ — Ecuación 3-5 o bien, después de convertir B en Q, usar el nomograma III

$\Delta P = 0.000\,1058 \dfrac{fL\rho B^2}{d^5}$

$R_e = 56.23 \dfrac{B\rho}{d\mu}$ .... ecuación 3-3

$R_e = 35.4 \dfrac{B\rho}{d\mu}$

$h_L = \dfrac{10\,200\,\Delta p}{\rho}$ ....ecuación 3-22

$h_L = \dfrac{144 \Delta P}{\rho}$

potencia necesaria (kW) = $\dfrac{QH\rho}{6116 \times 10^3 \times e_p}$ página B-31

potencia necesaria = $\dfrac{QH\rho}{247\,000\, e_p}$

2. $t = 15.6$ °C $t = (1.8 \times 15.6) + 32 = 60$ F

3. $\rho = 875.3$ 54.64 .... página B-9

   S = 0.8762 .... página B-9

4. $d = 307.1$ 12.09 .... página B-21

   $d^5 = 258\,304$

5. 75USS = 12.5 centipoise .... página B-6

6. $R_e = \dfrac{56.23 \times 1900 \times 875.3}{307.1 \times 12.5} = 24\,360$

   $R_e = \dfrac{35.4 \times 1900 \times 54.64}{12.09 \times 12.5} = 24\,300$

7. $f = 0.025$ .... página A-44

8. $\Delta p = \dfrac{15.81 \times 0.025 \times 80\,000 \times 875.3 \times 1900^2}{307.1^5} = 36.58$ Bar

   $\Delta P = \dfrac{0.000\,1058 \times 0.025 \times 50 \times 5280 \times 54.64 \times 1900^2}{258\,304}$

   $\Delta P = 533$ libras/pulg²

9. $h_L = \dfrac{10\,200 \times 36.58}{875.3} = 426.3$ metros

   $h_L = \dfrac{144 \times 533}{54.64} = 1405$ pies

10. La altura total de descarga en la bomba es:

   $H = 426.3 + 600 = 1026.3$

   $H = 1405 + 2000 = 3405$

11. $Q = \left(\dfrac{1900 \text{ barriles}}{\text{hora}}\right) \times \left(\dfrac{159 \text{ litros}}{\text{barriles}}\right) \times \left(\dfrac{\text{hora}}{60 \text{ min}}\right) = 5035$ litros/minuto

   $Q = \left(\dfrac{1900 \text{ barril}}{\text{hora}}\right)\left(\dfrac{42 \text{ galones}}{\text{barril}}\right)\left(\dfrac{\text{hora}}{60 \text{ min}}\right) = 1330$ galones/minuto

12. Entonces, la potencia necesaria es:

   $\dfrac{5035 \times 1026.3 \times 875.3}{6116 \times 10^3 \times 0.67} = 1104, \cong 1110$ kW

   $\dfrac{1330 \times 3405 \times 54.64}{247\,000 \times 0.67} = 1496, \cong$ **1500** hp

Problemas de flujo en líneas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-18 . . . Gas

Datos: Una línea de tubería de gas natural, hecha con tubería de 14 pulgadas cédula 20, según la norma BS 3600, tiene 160 kilómetros (100 millas) de longitud. La presión de entrada es 90 bar (1 300 libras/pulg²) absolutos y la de salida, 20 bar (300 libras/pulg²) absolutos, con una temperatura media de 4°C (40°F).

El gas es una mezcla de 75% de metano (CH_4), 21% de etano (C_2H_6) y 4% de propano (C_3H_8).

Hállese: El caudal en millones de metros cúbicos por día (millones de pies cúbicos por día), en condiciones normales.

Soluciones: Para este ejemplo se presentan tres soluciones, con el fin de apreciar las variaciones en los resultados obtenidos según se utilice la fórmula de Flujo Compresible Simplificada, la de Weymouth o de la de Panhandle.

Fórmula simplificada de flujo compresible (ecuación 3-7)

1. $q'_h = 0.013\,61 \sqrt{\left[\frac{(p'_1)^2 - (p'_2)^2}{fL_m T S_g}\right] d^5}$

   $q'_h = 114.2 \sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{fL_m T S_g}\right] d^5}$

2. $d = 333.6$ 13.376 .... página B-29

   $d = 13.376$ $d^5 = 428\,185$

3. $f = 0.0128$ supuesto régimen turbulento; página A-44

4. $T = 273 + t = 273 + 4 = 277$

   $T = 460 + t = 460 + 40 = 500$

5. Pesos atómicos aproximados:

   Carbono .... C = 12.0

   Hidrógeno ...... H = 1.0

6. Pesos moleculares aproximados:

   Metano (CH_4)

   $M = (1 \times 12.0) + (4 \times 1.0) = 16$

   Etano (C_2H_6)

   $M = (2 \times 12.0) + (6 \times 1.0) = 30$

   Propano (C_3H_8)

   $M = (3 \times 12.0) + (8 \times 1.0) = 44$

   Gas natural

   $M = (16 \times 0.75) + (30 \times 0.21) + (44 \times 0.04)$

   $M = 20.06$, o 20.1

7. $S_g = \frac{M\,(\text{gas})}{M(\text{aire})} = \frac{20.1}{29} = 0.693$ ecuación 3-28

8. $q'_h = 0.013\,61 \sqrt{\frac{(90^2 - 20^2) \times 333.6^5}{0.0128 \times 160 \times 277 \times 0.693}}$

   $q'_h = 122\,400$

   $q'_h = 114.2 \sqrt{\frac{(1300^2 - 300^2)\,428\,185}{0.0128 \times 100 \times 500 \times 0.693}}$

   $q'_h = 4\,490\,000$

9. $q'_d = \left(\frac{122\,400 \text{ m}^3}{1\,000\,000 \text{ horas}}\right)\left(\frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}\right) = 2.938$

   $q'_d = \left(\frac{4\,490\,000 \text{ pies}^3}{1\,000\,000 \text{ horas}}\right)\left(\frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}\right) = 107.8$

10. $R_e = \frac{432 q'_h S_g}{d\mu}$ .... ecuación 3-3

    $R_e = \frac{0.482\, q'_h S_g}{d\mu}$

11. $\mu = 0.011$ ......por estimación; página A-8

12. $R_e = \frac{432 \times 122\,400 \times 0.693}{333.6 \times 0.011}$

    $R_e = 9\,986\,000$ o 9.986×10^6

    $R_e = \frac{0.482 \times 4\,490\,000 \times 0.693}{13.376 \times 0.011}$

    $R_e = 10\,190\,000$ o 1.019×10^7

13. $f = 0.0128$ .... página A-44

14. Como el factor de fricción supuesto ($f = 0.0128$) es correcto, el caudal es 2.938 millones de m³/día (107.8 millones de pies cúbicos/día), en condiciones normales. Si el factor de fricción supuesto fuera incorrecto, tendrá que ajustarse repitiendo los pasos 8, 9, 12 y 13 hasta que dicho factor concordara razonablemente con el basado en el número de Reynolds calculado.

Problemas de flujo en líneas de tuberías (continuación)

Fórmula de Weymouth (ecuación 3-11)

15. $q'_h = 0.002\,61\, d^{2.667} \sqrt{\left[\frac{(p'_1)^2 - (p'_2)^2}{S_g L_m}\right]\left(\frac{288}{T}\right)}$

$q'_h = 28.0\, d^{2.667} \sqrt{\left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{S_g L_m}\right]\left(\frac{520}{T}\right)}$

16. $d^{2.667} = 5\,363\,000$ 1009

17. $q'_h = 13\,997 \sqrt{\frac{(90^2 - 20^2)}{0.693 \times 160}\left(\frac{288}{277}\right)}$

$q'_h = 118\,930$

$q'_h = 28.0 \times 1009 \sqrt{\frac{(1300^2 - 300^2)}{0.693 \times 100}\left(\frac{520}{500}\right)}$

$q'_h = 4\,380\,000$

18. $q'_d = \left(\frac{118\,930}{1\,000\,000 \text{ hora}}\right)\left(\frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}\right) = 2.854$

$q'_d = \left(\frac{4\,380\,000 \text{ pie}^3}{1\,000\,000 \text{ hora}}\right)\left(\frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}\right) = 105.1$

Fórmula de Panhandle (ecuación 3-12)

19. $q'_h = 0.005\,06 E d^{2.6182} \left[\frac{(p'_1)^2 - (p'_2)^2}{L_m}\right]^{0.5394}$

$q'_h = 36.8\, E\, d^{2.6182} \left[\frac{(P'_1)^2 - (P'_2)^2}{L_m}\right]^{0.5394}$

20. Supónganse condiciones de trabajo promedio; entonces se tiene un rendimiento del 92%:

$E = 0.92$

21. $d^{2.6182} = 4\,038\,000$ 889

22. $q'_h = 18\,798 \left(\frac{90^2 - 20^2}{160}\right)^{0.5394}$

$q'_h = 151\,910$ metros³/hora

$q'_h = 36.8 \times 0.92 \times 889 \left(\frac{1300^2 - 300^2}{100}\right)^{0.5394}$

$q'_h = 5\,570\,000$ pies³/hora

23. $q'_d = \left(\frac{151\,910 \text{ m}^3}{1\,000\,000 \text{ hora}}\right)\left(\frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}\right) = 3.646$

$q'_d = \left(\frac{5\,570\,000 \text{ pies}^3}{1\,000\,000 \text{ hora}}\right)\left(\frac{24 \text{ hora}}{\text{día}}\right)$

$= 133.7$ (millones pies³/día)

Descarga de fluidos en sistemas de tuberías

Ejemplo 4-19 . . . Agua

Datos: En el sistema de tuberías del esquema, circula agua a 20°C (60°F). El depósito tiene una altura constante de 3.5 metros (11.5 pies).

Agua a 20°C (60°F)
3.5m (11.5 pies)
d
Válvula de compuerta estándar, totalmente abierta
Tubería de 3", cédula 40
Tubería de 2", cédula 40
Codo de 3 pulgadas en escuadra
d
3m (10 pies)
6m (20 pies)

Hállese: El caudal en litros por minuto (galones por minuto)

Solución:

1. $Q = 0.2087\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}}$ . . ecuación 3-18

$Q = 19.65\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K}}$

Descarga de fluidos en sistemas de tuberías (continuación)

$R_e = \frac{21.22\, Q\rho}{d\mu}$ $R_e = \frac{50.6\, Q\rho}{d\mu}$ ... ecuación 3-3

$\beta = d_1/d_2$ .... página A-46

2. $K = 0.5$ .... entrada; página A-49

$K = 60 f_T$ .... codo en escuadra; página A-49

$K_1 = 8 f_T$ válvula de compuerta; página A-47

$K = f \frac{L}{D}$ .... tubería recta; ecuación 3-14

$K_2 = \frac{0.5\,(1-\beta^2)\sqrt{\text{sen}\,\frac{\theta}{2}}}{\beta^4}$ estrechamiento repentino; página A-46

$K = \frac{fL}{D\beta^4}$ para la tubería pequeña, en función de las dimensiones de la tubería grande; ecuación 2-9

$K = \frac{1}{\beta^4}$ salida de la tubería pequeña, en función de las dimensiones de la tubería grande

3. $d = 52.5$ 2.067 .. tubería de 2 pulgadas y cédula 40; página B-21

$d = 77.9$ 3.068 .. tubería de 3 pulgadas y cédula 40; página B-21

$\mu = 1.1$ .... página A-4

$\rho = 998.2$ 62.371 .... página A-10

$f_T = 0.019$ .... tubería de 2 pulgadas; página A-46

$f_T = 0.018$ .... tubería de 3 pulgadas; página A-46

4. $\beta = 52.5 \div 77.9 = 0.67$

$\beta = 2.067 \div 3.068 = 0.67$

$K = 0.5$ .... entrada de 3 pulgadas

$K = 60 \times 0.018 = 1.08$ .. codo en escuadra de 3 pulgadas

$K_1 = 8 \times 0.018 = 0.14$ .. válvula de compuerta de 3 pulgadas

$K = \frac{0.018 \times 3 \times 1000}{77.9} = 0.69$ 3 metros de tubería de 3 pulgadas

$K = \frac{0.018 \times 10 \times 12}{3.068} = 0.70$ 10 pies de tubería de 3 pulgadas

Para 6 metros (20 pies) de tubería de 2 pulgadas en función de la tubería de 3 pulgadas

$K = \frac{0.019 \times 6 \times 1000}{52.5 \times 0.67^4} = 10.8$

$K = \frac{0.019 \times 20 \times 12}{2.067 \times 0.67^4} = 10.9$

Para salida de 2 pulgadas en función de la tubería de 3 pulgadas,

$K = 1 \div 0.67^4 = 5.0$

Para estrechamientos repentinos

$K_2 = \frac{0.5\,(1-0.67^2)\,(1)}{0.67^4} = 1.37$

y $K_{TOTAL} = 0.5 + 1.08 + 0.14 + 0.69 + 10.8 + 5.0 + 1.37 = 19.58$

$K_{TOTAL} = 0.5 + 1.08 + 0.14 + 0.70 + 10.9 + 5.0 + 1.37 = 19.7$

5. $Q = 0.2087 \times 77.9^2 \sqrt{3.5 \div 19.58} = 535$

$Q = 19.65 \times 3.068^2 \sqrt{11.5 \div 19.7} = 141$

(esta solución supone el flujo en la zona de turbulencia completa)

6. Calcule el número de Reynolds y compruebe los factores de fricción para el flujo en la tubería recta de 2 pulgadas de diámetro:

$R_e = \frac{21.22 \times 535 \times 998.2}{52.5 \times 1.1} = 1.96 \times 10^5$

$R_e = \frac{50.6 \times 141 \times 62.371}{2.067 \times 1.1} = 1.96 \times 10^5$

$f = 0.021$ .... página A-44

y para el flujo en la tubería recta de 3 pulgadas de diámetro:

$R_e = \frac{21.22 \times 535 \times 998.2}{77.9 \times 1.1} = 1.32 \times 10^5$

$R_e = \frac{50.6 \times 141 \times 62.371}{3.068 \times 1.1} = 1.32 \times 10^5$

$f = 0.020$ .... página A-44

Descarga de fluidos en sistemas de tuberías (continuación)

7. Como los factores de fricción supuestos, usados para tubería recta en el paso 3, no coinciden con los basados en el caudal aproximado, deberán corregirse los factores K para estos elementos y para el sistema total.

$K = \dfrac{0.020 \times 3 \times 1000}{77.9} = 0.77$ 3 metros (10 pies) de tubería de 3 pulgadas

$K = \dfrac{0.020 \times 10 \times 12}{3.068} = 0.78$

Para 6 metros (20 pies) de tubería de 2 pulgadas, en función de la tubería de 3 pulgadas;

$K = \dfrac{0.021 \times 6 \times 1000}{52.5 \times 0.67^4} = 11.9$

$K = \dfrac{0.021 \times 20 \times 12}{2.067 \times 0.67^4} = 12.1$

y $K_{TOTAL} = 0.5 + 1.08 + 0.14 + 0.77 + 11.9 + 5.0 + 1.37 = 20.76$

$K_{TOTAL} = 0.5 + 1.08 + 0.14 + 0.78 + 12.1 + 5.0 + 1.37 = 21.0$

8. $Q = 0.2087 \times 77.9^2 \sqrt{3.5 \div 20.76} = 520$ litros/min

$Q = 19.65 \times 3.068^2 \sqrt{11.5 \div 21} =$ **137** galones/minuto

Ejemplo 4-20 . . . Vapor de agua a la velocidad del sonido

Datos: Una caldera pequeña con vapor de agua saturado a 12 bar (170 libras/pulg²) absolutos, alimenta un digestor de pulpa a través de 10 metros (30 pies) de tubería, de 2'' de acero ISO 336, con paredes de 4 mm de espesor, la cual contiene un codo estándar de 90° y una válvula de asiento con obturador cónico completamente abierto. La presión inicial en el digestor es la atmosférica.

Hállese: El caudal inicial en kilogramos por hora (libras por hora), usando la fórmula modificada de Darcy y las ecuaciones de continuidad y velocidad sónica.

Soluciones: Para la teoría, véase la página 1-11.

Fórmula de Darcy modificada

1. $W = 1.265 Y d^2 \sqrt{\dfrac{\Delta p}{K \bar{V}_1}}$ . . . . . . página 3-7

$W = 1891\, Y d^2 \sqrt{\dfrac{\Delta P}{K \bar{V}_1}}$

$K = f \dfrac{L}{D}$ . . . . tubería; ecuación 3-14

2. $K_1 = 340 f_T$. válvula de asiento; página A-47

$K = 30 f_T$ . . . . . .codo de 90°; página A-49

$K = 0.5$ . . . .entrada, después de la caldera; página A-49

$K = 1.0$ . . . salida al digestor; página A-49

3. $\gamma = 1.3$ k = 1.3 . . . . página A-16

$d = 52.3$ 2.067 . . . d² = 4.272. . . página B-28

$f_T = 0.019$ . . . . página A-46

$\bar{V}_1 = 0.1632$ 2.6738 . . . . página A-23

4. $K = \dfrac{0.019 \times 10 \times 1000}{52.3} = 3.63$ 10 metros de tubería

$K = \dfrac{0.019 \times 30 \times 12}{2.067} = 3.31$ pies de tubería

$K_1 = 340 \times 0.019 = 6.46$ . . . válvula de asiento de 2 pulgadas

Descarga de fluidos en sistemas de tuberías (continuación)

$K = 30 \times 0.019 = 0.57$ .... codo de 90° de 2 pulgadas

y, para el sistema completo,

$K = 3.63 + 6.46 + 0.57 + 0.5 + 1.0 = 12.16$

$K = 3.31 + 6.46 + 0.57 + 0.5 + 1.0 = 11.84$

5. $\frac{\Delta p}{p'_1} = \frac{12 - 1.013}{12} = \frac{10.987}{12} = 0.916$

$\frac{\Delta P}{P'_1} = \frac{170 - 14.7}{170} = \frac{155.3}{170} = 0.914$

6. Al usar el nomograma de la página A-40 para $\gamma = 1.3$ ($K = 1.3$), se encuentra que para $K = 12.16$ (11.84), el valor máximo de $\Delta P/P'_1$ es 0.786 (por interpolación, en la tabla de la página A-40). Como $\Delta P/P'_1$ es inferior al indicado en el paso 5, la velocidad del sonido se alcanza al final de la tubería, y (Δp) en la ecuación del paso *1* es:

$\Delta p = 0.786 \times 12 = 9.432$, es decir 9.43

$\Delta P = 0.785 \times 170 = 133.5$

7. $Y = 0.710$ por interpolación en la tabla de la página A-40

8. $W = 1.265 \times 0.71 \times 52.3^2 \sqrt{\frac{9.43}{12.16 \times 0.1632}}$

$W = 5356$ kg/hora

$W = 1891 \times 0.71 \times 4.272 \sqrt{\frac{133.5}{11.84 \times 2.6738}}$

$W =$ **11 780** libras/hora

Ecuaciones de continuidad y de velocidad sónica

9. $v_s = 316.2\sqrt{\gamma p' \bar{V}}$ .... ecuación 3-8

$v_s = \sqrt{144\, kg\, P'\, \bar{V}}$

$W = \frac{v d^2}{354\, \bar{V}}$ .. $W = \frac{v d^2}{0.0509\, \bar{V}}$ ecuación 3-2

10. $p' = p'_1 - \Delta p$ $P' = P'_1 - \Delta P$

$p' = 12 - 9.43 = 2.57$

$P' = 170 - 133.5 = 36.5$

(Δp calculado en el paso 6)

11. $h_g = 2782.7$ 1196 vapor de agua saturado a 12 bar abs (170 libras/pulg², abs); página A-23

12. A 2.57 bar abs, (36.5 libras/pulg²), la temperatura del vapor de agua con calor total de 2 782.7 kilojoules/kg (1 196 Btu/libra) es 159°C (317°F) y $\bar{V} = 0.7558$ (12.4).

13. $v_s = 316.2 \sqrt{1.3 \times 2.57 \times 0.7558}$

$v_s = 502.4$

$v_s = \sqrt{1.3 \times 32.2 \times 144 \times 36.5 \times 12.4}$

$v_s = 1652$

$W = \frac{502.4 \times 52.3^2}{354 \times 0.7558} = 5136$ kg/hora

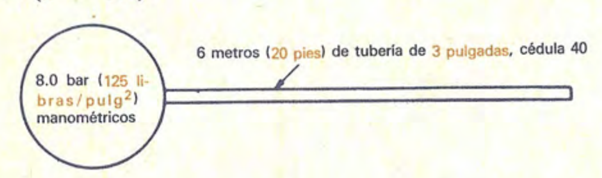
$W = \frac{1652 \times 4.272}{0.0509 \times 12.4} =$ **11 180 libras/hora**

Nota: En los pasos 11 y 12 se supone un calor total h_g constante pero el incremento en el volumen específico desde la entrada hasta la salida requiere que la velocidad deba aumentar. La fuente de este incremento en la energía cinética es la energía interna del fluido. Consecuentemente, la energía calorífica realmente disminuye hacia la salida. El cálculo del h_g correcto a la salida producirá un caudal congruente con la respuesta del paso 8.

Descarga de fluidos en sistemas de tuberías (continuación)

Ejemplo 4-21 . . . Gases a la velocidad sónica

Datos: Un gas de un horno de carbón, con peso específico de 0.42, presión manométrica de 8.0 bar (125 libras/pulg²) y temperatura de 60°C (140°F), circula a través de 6 metros (20 pies) de tubería de 3 pulgadas, cédula 40, antes de salir a la atmósfera. Supóngase que la relación de calores específicos, $\gamma = 1.4$ ($k = 1.4$).



Hállese: El gasto o caudal en metros cúbicos por hora (pies cúbicos por hora), en condiciones métricas estándar (C.M.S.)

Solución: Para la teoría véase la página 1-11.

1. $q'_h = 19.31\, Y d^2 \sqrt{\dfrac{\Delta p\, p'_1}{K T_1 S_g}}$ . . ecuación 3-19

$q'_h = 40\,700\, Y d^2 \sqrt{\dfrac{\Delta P\, P'_1}{K\, T_1\, S_g}}$

$K = f\, \dfrac{L}{D}$ . . . . ecuación 3-14

2. $p'_1 = 8.0 + 1.013 = 9.013$

$P'_1 = 125 + 14.7 = 139.7$

3. $f = 0.0175$ . . . . página A-44

Nota: No es preciso calcular el número de Reynolds, ya que un gas que descarga a la atmósfera a través de una tubería corta tendrá un R_e alto, y circulará siempre en régimen de total turbulencia en el que el factor de fricción es constante.

4. $d = 77.9$ $\quad 3.068 \quad d^2 = 9.413$

$D = 0.0779 \quad D = 0.2557$ . . . . página B-21

5. $K = f\, \dfrac{L}{D} = \dfrac{0.0175 \times 6}{0.0779} = 1.35$ para la tubería

$K = f\dfrac{L}{D} = \dfrac{0.0175 \times 20}{0.2557} = 1.369$

$K = 0.5$ . . . . . .para la entrada; página A-49

$K = 1.0$ . . . . para la salida; página A-49

$K = 1.35 + 0.5 + 1.0 = 2.85$ . . . . .total

$K = 1.369 + 0.5 + 1.0 = 2.87$

6. $\dfrac{\Delta p}{p'_1} = \dfrac{9.013 - 1.013}{9.013} = \dfrac{8}{9.013} = 0.888$

$\dfrac{\Delta P}{P'_1} = \dfrac{139.7 - 14.7}{139.7} = \dfrac{125.0}{139.7} = 0.895$

7. Al usar el nomograma de la página A-40 para $\gamma = 1.4$ ($k = 1.4$), se observa que para $K = 2.85$ (2.87), el valor máximo de $\Delta p/P'_1$ es 0.655 (por interpolación, en la tabla de la página A-40). Como $\Delta p/P'_1$ es inferior al obtenido en el paso 6, la velocidad del sonido se alcanza al final de la tubería y Δp en el paso *1* vale:

$\Delta p = 0.655\, p'_1 = 0.655 \times 9.013 = 5.9$

$\Delta P = 0.657\, P'_1 = 0.657 \times 139.7 = 91.8$

8. $T_1 = 60 + 273 = 333$

$T_1 = 140 + 460 = 600$

9. $Y = 0.636$ por interpolación en la tabla de la página A-40

10. $q'_h = 19.31 \times 0.636 \times 77.9^2 \sqrt{\dfrac{5.9 \times 9.013}{2.85 \times 333 \times 0.42}}$

$q'_h = 27\,200$ m³/hora

$q'_h = 40\,700 \times 0.637 \times 9.413 \sqrt{\dfrac{91.8 \times 139.7}{2.87 \times 600 \times 0.42}}$

$q'_h = 1\,028\,000$ pie³/hora

Descarga de fluidos en sistemas de tubería (continuación)

Ejemplo 4-22 . . . Fluidos compresibles a velocidades subsónicas

Datos: A 3 metros (10 pies) de la salida de una tubería de ½ pulgada cédula 80 que descarga aire a la atmósfera, se mide una presión manométrica de 1.33 bar (19.3 libras/pulg²) y 40°C (100°F) de temperatura.

Hállese: El caudal en metros cúbicos por minuto (pies cúbicos por minuto) en condiciones métricas estándar (C.M.S.).

Solución:

1. $q'_m = 0.3217\, Yd^2 \sqrt{\dfrac{\Delta p\, p'_1}{KT_1S_g}}$ ... ecuación 3-19

$q'_m = 678\, Yd^2 \sqrt{\dfrac{\Delta P\, P'_1}{K\, T_1\, S_g}}$

$K = f\, \dfrac{L}{D}$ .... ecuación 3-14

2. $p'_1 = 1.33 + 1.013 = 2.343$

$P'_1 = 19.3 + 14.7 = 34.0$

3. $\Delta p = 1.33$

$\Delta P = 19.3$

4. $d = 13.8$; 0.546 $d^2 = 0.2981$

$D = 0.0138$ 0.0455 .... página B-21

5. $f = 0.0275$ ... flujo completamente turbulento; página A-44

6. $K = f\, \dfrac{L}{D} = \dfrac{0.0275 \times 3}{0.0138} = 5.98$ . . para tubería

$K = f\, \dfrac{L}{D} = \dfrac{0.0275 \times 10}{0.0455} = 6.04$

$K = 1.0$ .... para salida página A-49

$K = 5.98 + 1 = 6.98$ .... total

$K = 6.04 + 1 = 7.04$

7. $\dfrac{\Delta p}{p'_1} = \dfrac{1.33}{2.343} = 0.568$

$\dfrac{\Delta P}{P'_1} = \dfrac{19.3}{34.0} = 0.568$

8. $Y = 0.76$ .... página A-40

9. $T_1 = 273 + t_1 = 273 + 40 = 313$

$T_1 = 460 + t_1 = 460 + 100 = 560$

10. $q'_m = 0.3217 \times 0.76 \times 13.8^2 \sqrt{\dfrac{1.33 \times 2.343}{6.98 \times 313 \times 1.0}}$

$q'_m = 1.76$ m³/minuto

$q'_m = 678 \times 0.76 \times 0.2981 \sqrt{\dfrac{19.3 \times 34.0}{7.04 \times 560 \times 1.0}}$

$q'_m =$ **62.7** pies³/minuto

Flujo en medidores de orificio

Ejemplo 4-23 . . . Servicio de líquidos

Datos: Un orificio de 50 mm (2 pulgadas) de diámetro con cantos vivos se instala en una tubería de 4 pulgadas, cédula 40, con 102.5 mm de diámetro interior, conectando un manómetro de mercurio entre dos tomas en la tubería a un diámetro por la entrada y 0.5 diámetros por la salida.

Hállese: a) La calibración teórica constante para el medidor cuando circula agua a 15°C (60°F) y para la gama de flujos donde el coeficiente de flujo del orificio C es constante . . . y b), el caudal de agua a 15°C (60°F) cuando la diferencia de nivel del mercurio sea 110 milímetros (4.4 pulgadas).

Solución (a):

1. $Q = 21.07\, d_1^2\, C \sqrt{\dfrac{\Delta p}{\rho}}$ ..... ecuación 3-20

$Q = 236\, d_1^2\, C \sqrt{\dfrac{\Delta P}{\rho}}$

$R_e = \dfrac{21.22\, Q\rho}{d\mu}$ .... ecuación 3-3

$R_e = \dfrac{50.6\, Q\rho}{d\mu}$

Flujo en medidores de orificio (continuación)

2. Para determinar la diferencia de presiones entre los agujeros roscados

$$\Delta p = \frac{\Delta h_m \rho}{1000 \times 10\,200} \quad \text{.......ecuación 3-22}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta h_m \rho}{12 \times 144}$$

donde Δh_m = altura diferencial en milímetros de mercurio (pulgadas de mercurio)

3. La densidad del mercurio bajo el agua es igual a $\rho w\ (S_{Hg} - S_w)$, a 15°C (60°F), donde:

ρ_W = densidad del agua = 999.0 62.371 página A-10

S_{Hg} = peso específico del mercurio = 13.57 .. página A-12

S_w = peso específico del agua = 1.00 ..página A-10

4. ρ del Hg en H_2O = 999 (13.57 − 1.00) = 12 557 kg/m³

ρ del H_g en. H_2O = 62.371(13.57 − 1.00) = 784 libras/pie³

5. $$\Delta p = \frac{\Delta h_m\ (12\,557)}{1000 \times 10\,200} = 0.00123\ \Delta h_m$$

$$\Delta P = \frac{\Delta h_m (784)}{12 \times 144} = 0.454 \Delta h_m$$

6. d_2 (diámetro mayor) = 102.5 4.026

7. $$\frac{d_1}{d_2} = \frac{50}{102.5} = 0.49$$

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{2.00}{4.026} = 0.497$$

8. $C = 0.625$ .... página A-38

9. $$Q = 21.07 \times 50^2 \times 0.625 \sqrt{\frac{0.00123\ \Delta h_m}{999}}$$

$Q = 36.5 \sqrt{\Delta h_m}$ ..... calibración constante

$$Q = 236 \times (2.0)^2 \times 0.625 \sqrt{\frac{0.454\ \Delta h_m}{62.34}}$$

$Q = \mathbf{50.4} \sqrt{\Delta h_m}$

Solución (b):

10. $Q = 36.5 \sqrt{\Delta h_m} = 36.5 \sqrt{110} = 383$ litros/min

$Q = 50.4 \sqrt{\Delta h_m} = 50.4 \sqrt{4.4} = 106$ galones/min

11. $\mu = 1.1$ .... página A-4

12. $$R_e = \frac{21.22 \times 383 \times 999}{102.5 \times 1.1}$$

$R_e = 72\,000$ o 7.2×10^4

$$R_e = \frac{50.6 \times 106 \times 62.371}{4.026 \times 1.1}$$

$R_e = 75\,500$ o 7.55×10^4

13. $C = 0.625$ es correcto para $R_e = 7.2 \times 10^4$ (7.55×10^4), según la página A-38; por tanto, el caudal a través de la tubería es 383 litros por minuto (106 galones por minuto).

14. Cuando el factor C no sea correcto según la página A-38, para el número de Reynolds basado en el gasto calculado, debe ajustarse hasta conseguir una aproximación aceptable, repitiendo los pasos 9, 10 y 12.

Ejemplo 4-24 . . . Flujo laminar

En problemas de flujo donde la viscosidad es alta, calcúlese el número de Reynolds para determinar el tipo de flujo.

Datos: Un aceite lubricante SAE 10 a 32°C (90°F), circula a través de una tubería de 3 pulgadas, cédula 40, y produce una diferencia de presión de 2.8 KPa (0.4 libras/pulg²) entre las tomas de la tubería a ambos lados de un orificio de cantos vivos y 55 mm (2.15") de diámetro interior.

Hállese: El caudal en litros por minuto (galones por minuto).

Flujo en medidores de orificio (continuación)

Solución:

1. $Q = 21.07 d_1^2\ C \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$ ...... ecuación 3-20

   $Q = 236\ d_1^2\ C \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$

   $R_e = \frac{21.22 Q\rho}{d\mu}$ .... ecuación 3-3

   $R_e = \frac{50.6\ Q\rho}{d\mu}$

2. $\Delta p = 2.8 \div 100 = 0.028$ bar

3. $\mu = 38$. posible régimen laminar; página A-4

4. d_2 (diámetro mayor) = 77.9 3.068 .... página B-21

5. $\frac{d_1}{d_2} = \frac{55}{77.9} = 0.706$

   $\frac{d_1}{d_2} = \frac{2.15}{3.068} = 0.70$

6. $C = 0.8$ valor supuesto basado en un régimen laminar; página A-38.

7. $S = 0.876$ a 15 °C (60°F) ....página A-12

   $S = 0.87$ a 32 °C (90°F) ....página A-12

8. $\rho = 999 \times 0.87 = 869$ ....página A-12

   $\rho = 62.4 \times 0.87 = 54.3$

9. $Q = 21.07 \times 55^2 \times 0.8 \sqrt{\frac{0.028}{869}} = 289.5$

   $Q = 236 \times 2.15^2 \times 0.8 \sqrt{\frac{0.4}{54.3}} = 75$

10. $R_e = \frac{21.22 \times 289.5 \times 869}{77.9 \times 38} = 1803$

    $R_e = \frac{50.6 \times 75 \times 54.3}{3.068 \times 38} = 1768$

11. $C = 0.9$ para $R_e = 1803$ 1768 .....página A-38

    Como el valor de $C = 0.8$ no es correcto debe ajustarse repitiendo los pasos, 6, 7, 8 y 9.

12. $C = 0.87$ ....supuesto; página A-38

13. $Q = 21.07 \times 55^2 \times 0.87 \sqrt{\frac{0.028}{869}} = 315$ litros/minuto

    $Q = 236 \times 2.15^2 \times 0.87 \sqrt{\frac{0.4}{54.3}} = 81.5$ galones/minuto

14. $R_e = \frac{21.22 \times 315 \times 869}{77.9 \times 38} = 1960$

    $R_e = \frac{50.6 \times 81.5 \times 54.3}{3.068 \times 38} = 1920$

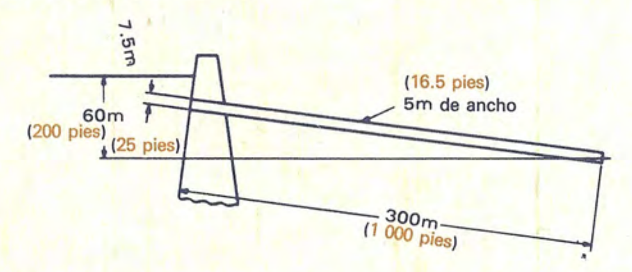
15. $C = 0.87$ para $R_e = 1960$ 1920.... página A-38

    Como $C = 0.87$ es correcto, el caudal a través del medidor es de 315 litros por minuto (81.5 galones/minuto).

Aplicación del radio hidráulico a los problemas de flujo

Ejemplo 4-25 . . . Conducto rectangular

Datos: Un acueducto de rebose rectangular hecho de hormigón, con 7.5 metros (25 pies) de altura y 5 metros (16.5 pies) de ancho, tiene una rugosidad absoluta (ε) de 3 milímetros (0.01 pies).



Hállese: El caudal en metros cúbicos por segundo (pies cúbicos por segundo) cuando el líquido en el embalse ha alcanzado la altura máxima indicada en el esquema. Supóngase que la temperatura media del agua es 15°C (60°F).

Solución:

1. $h_L = \frac{v^2}{2g_n}(K_e + K_a) = \frac{v^2}{2g_n}\left(K_e + \frac{fL}{4R_H}\right)$

$h_L = \frac{v^2}{2g}(K_e + K_a) = \frac{v^2}{2g}\left(K_e + \frac{fL}{4R_H}\right)$

2. $v = \frac{q}{A}$

3. $q = 3.478 \times 10^{-6}\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K_e + K_a}}$ ecuación 3-18

$q = 0.0438\, d^2 \sqrt{\frac{h_L}{K_e + K_a}}$

$q = 4.428A \sqrt{\frac{h_L}{K_e + K_a}}$

$q = 8.05A \sqrt{\frac{h_L}{K_e + K_a}}$

$q = 4.428A \sqrt{\frac{h_L}{K_e + f\frac{L}{4R_H}}}$

$q = 8.05A \sqrt{\frac{h_L}{K_e + f\frac{L}{4R_H}}}$

donde: K_e = resistencia de entrada y salida
K_a = resistencia del acueducto

Para determinar el factor de fricción a partir del diagrama de Moody, se usa un diámetro equivalente igual a cuatro veces el radio hidráulico; véase la ecuación 3-34.

$R_H = \frac{\text{Área de la sección transversal de la vena fluida}}{\text{perímetro húmedo}}$

$R_e = 318.3 \frac{q\rho}{R_H \mu}$ .... página 3-2

$R_e = \frac{4739 q\rho}{R_H \mu}$

4. En el caso de una entrada con bordes vivos,
$K = 0.5$ ....página A-49

Para una salida con bordes vivos a la atmósfera:
$K = 1.0$ ....página A-49

Entonces, la resistencia de entrada y salida,

$K_e = 0.5 + 1.0 = 1.5$

Aplicación del radio hidráulico a los problemas de flujo (continuación)

5. $R_H = \dfrac{5 \times 7.5}{2(5 + 7.5)} = 1.5$ metros

$R_H = \dfrac{16.5 \times 25}{2\,(16.5+25)} = 4.97$ pies

6. Relación del diámetro equivalente:

$D = 4R_H = 4 \times 1.5 = 6$ ...... ecuación 3-34

$D = 4R_H = 4 \times 4.97 = 19.88$

$d = 4000\,R_H = 4000 \times 1.5 = 6000$ ecuación 3-34

$d = 48R_H = 48 \times 4.97 = 239$

7. Rugosidad relativa $\epsilon/d = 0.0005$ . .página A-41

$\epsilon/D = 0.0005$

8. $f = 0.017$ para un régimen completamente turbulento; página A-41

9. $q = 4.428 \times 7.5 \times 5 \sqrt{\dfrac{60}{1.5 + \dfrac{0.017 \times 300}{6}}}$

$q = 839$ m³/segundo

$q = 8.05 \times 25 \times 16.5 \sqrt{\dfrac{200}{1.5 + \dfrac{0.017 \times 1000}{19.88}}}$

$q = 30\ 500$ pies³/segundo

10. Calcúlese R_e
y compruébese, $f = 0.017$ para un caudal
$q = 839$ m³/seg
$q = 30\ 500$ pies³/segundo

11. $\rho = 999$ 62.371 .... página A-10

12. $\mu = 1.1$ .... página A-4

13. $R_e = \dfrac{318.3 \times 839 \times 999}{1.5 \times 1.1}$

$R_e = 162\ 000\ 000$ o 1.62×10^8

$R_e = \dfrac{473 \times 30\ 500 \times 62.371}{4.97 \times 1.1}$

$R_e = 164\ 000\ 000$ o 1.64×10^8

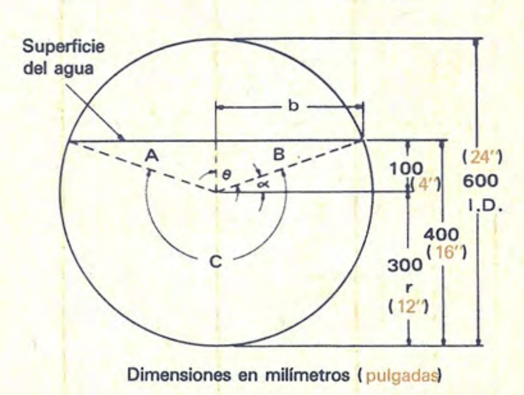
14. $f = 0.017$ .... para el R_e calculado; página A-43

15. Como el factor de fricción supuesto en el paso 8 y el obtenido en el paso 14 concuerdan, el caudal calculado es válido, es decir: 839 m³/seg (30 500 pies³/segundo).

16. Si el factor de fricción supuesto y el basado en el número de Reynolds calculado no coincidiesen, aquél debe ajustarse repitiendo los cálculos hasta conseguir una concordancia aceptable.

Ejemplo 4-26 . . . Tubería parcialmente llena con agua en circulación

Datos: Una tubería de hierro fundido está llena en sus dos terceras partes con agua a 15°C (60°F), que circula constante y uniformemente. La tubería tiene un diámetro interior de 600 mm (24") y una inclinación de 1:16. Véase el esquema.



Dimensiones en milímetros (pulgadas)

Hállese: El caudal en litros por minuto (galones por minuto)

Solución:

1. $Q = 0.2087 d^2 \sqrt{\dfrac{h_L D}{fL}}$ ...... ecuación 3-18

$Q = 19.65\, d^2 \sqrt{\dfrac{h_L D}{f L}}$

Como la tubería está parcialmente llena, en la ecuación 1 (véase página 1-4), se sustituye D por un diámetro equivalente basado en el radio hidráulico.

$D = 4R_H$ ....ecuación 3-34

Aplicación del radio hidráulico a los problemas de flujo (continuación)

2. $Q = 0.2087 d^2 \sqrt{\frac{h_L \, 4R_H}{fL}} = 0.4174 d^2 \sqrt{\frac{h_L R_H}{fL}}$

$Q = 19.65\, d^2 \sqrt{\frac{h_L \, 4R_H}{f L}} = 39.3\, d^2 \sqrt{\frac{h_L R_H}{f L}}$

3. $R_H = \frac{\text{Área de la sección transversal de la vena fluida}}{\text{perímetro húmedo}}$

ecuación 3-34

4. $R_e = 0.0053 \frac{Q\rho}{R_H \mu}$ .... ecuación 3-3

$R_e = \frac{473 q \rho}{R_H \mu} = 1.054 \frac{Q\rho}{R_H \mu}$

5. Profundidad de la vena fluida de agua:

$\frac{2}{3}(600) = 400$ mm

$\frac{2}{3}(24) = 16$ pulgadas

6. Cos $\theta = \frac{100}{300} = 0.333 \qquad \theta = \frac{4}{r} = \frac{4}{12} = 0.333$

$\theta = 70°32'$

$\alpha = 90° - 70°32' = 19°28' = 19.47°$

7. Área C $= \frac{\pi d^2}{4} \left[\frac{180 + (2 \times 19.47)}{360}\right]$

Área C $= \frac{\pi\, 600^2}{4} \left(\frac{218.94}{360}\right) = 172\,000 \text{ mm}^2$

Área C $= \frac{\pi\, 24^2}{4} \left(\frac{218.94}{360}\right) = 275$ pulgadas^2

8. $b = \sqrt{300^2 - 100^2} = 283$ mm

$b = \sqrt{r^2 - 4^2} = \sqrt{12^2 - 16} = 11.31$ pulgadas

9. Área A = Área B = ½ (100 x 283) = 14 150 mm^2

Área A = Área B = ½ (4 b) = ½ (4 × 11.31) = 22.6 pulg^2

10. El área de la sección de la vena fluida es igual a:

A+B+C = (2 x 14 150) + 172 000

A+B+C = 200 300 mm^2 o 0.2003 m^2

A + B + C = (2 × 22.6) + 275 = 320.2 pulg^2

A + B + C $= \frac{320.2}{144} = 2.22$ pies^2

11. $d^2 = \frac{4a}{\pi} = \frac{4 \times 200\,300}{\pi} = 255\,000 \text{ mm}^2$

$d^2 = \frac{4a}{\pi} = \frac{4 \times 320.2}{\pi} = 408$ pulg^2

12. $h_L = \Delta h = \frac{1}{16} = 0.0625$ metro por metro

$h_L = \Delta h = \frac{0.75}{12} = 0.0625$ (pie por pie)

13. El perímetro húmedo es igual a:

$\pi d \left(\frac{218.94}{360}\right)$

$\pi\, 600 \left(\frac{218.94}{360}\right) = 1146$ mm $= 1.146$ m

$\pi d \left(\frac{218.94}{360}\right)$

$\pi\, 24 \left(\frac{218.94}{360}\right) = 45.9$ pulg

$\frac{45.9}{12} = 3.83$ pies

14. $R_H = \frac{0.2003}{1.146} = 0.175$ m

$R_H = \frac{2.22}{3.83} = 0.580$ pies

15. Diámetro equivalente $d = 4000\, R_H$

$d = 4000 \times 0.175 = 700$

ecuación 3-34

$d = 48 R_H$

$d = 48(0.580) = 27.8$

16. Rugosidad relativa $\frac{\epsilon}{d} = 0.00036$ . .página A-41

$\frac{\epsilon}{D} = 0.00036$

17. $f = 0.0156$ — para un régimen completamente turbulento;

$f = 0.0155$

página A-41

Aplicación del radio hidráulico a los problemas de flujo (continuación)

18. $Q = 0.4174 \times 255\,000 \sqrt{\frac{0.0625 \times 0.175}{0.0156 \times 1}}$

Q = 89 000 litros/minuto

$Q = 39.3 \times 408 \sqrt{\frac{0.0625 \times 0.580}{0.0155 \times 1}}$

Q = 24 500 galones/minuto

19. Calcúlese el número de Reynolds para comprobar el factor de fricción supuesto en el paso 17.

20. $\rho = 999$ 62.371 . . . . página A-10

21. $\mu = 1.1$ . . . . página A-4

22. $R_e = \frac{0.0053 \times 89\,000 \times 999}{0.175 \times 1.1}$

$R_e = 2\,450\,000$ or 2.45×10^6

$R_e = \frac{1.054 \times 24\,500 \times 62.371}{0.580 \times 1.1}$

$R_e = 2\,520\,000$ o 2.52×10^6

23. $f = 0.0156$ . . . . página A-43

24. Como el factor de fricción supuesto en el paso 17 y el obtenido en el paso 23 concuerdan, el caudal será 89 000 litros/min (24 500 galones/minuto).

25. Si el factor de fricción supuesto y el basado en el número de Reynolds calculado no coincidiesen, aquél deberá ajustarse repitiendo los cálculos hasta conseguir una concordancia aceptable.

Propiedades físicas de algunos fluidos y características del flujo en válvulas, accesorios y tuberías

APÉNDICE A

Introducción

Para la resolución de los problemas de flujo es necesario conocer las propiedades físicas de los fluidos utilizados. Este apéndice presenta una recopilación de tales propiedades, obtenidas de diversas fuentes de referencia. La información se presenta tanto en unidades inglesas, como en unidades del SI.

La mayor parte de los textos sobre mecánica de fluidos abarcan con detalle el flujo en tuberías, pero pasan por alto las características del flujo en válvulas y accesorios, debido quizá a la falta de información. Este apéndice incluye un conjunto de datos que proporcionan la base para el cálculo del coeficiente de resistencia "*K*" para diversos tipos de válvulas y accesorios; en el capítulo 2 se explicó la forma de utilizar este coeficiente para obtener la pérdida de presión en válvulas y accesorios.

Los factores netos de expansión *Y* para descarga de fluidos compresibles en sistemas de tuberías que se presentan aquí, proporcionan medios para resolver, de una forma muy simplificada, problemas hasta ahora complejos.

A-1a.— Viscosidad del agua y del vapor de agua, en centipoises (μ)

Temp. °C	Presión, Bar absoluto														
	1	5	10	25	50	75	100	150	200	300	400	500	600	700	800
0	1.750	1.750	1.750	1.750	1.750	1.750	1.750	1.740	1.740	1.740	1.730	1.720	1.720	1.710	1.710
50	.544	.544	.544	.544	.545	.545	.545	.546	.546	.547	.548	.549	.550	.551	.552
100	.012	.279	.279	.280	.280	.280	.281	.282	.283	.285	.287	.289	.291	.293	.295
150	.014	.181	.181	.182	.182	.183	.183	.184	.186	.188	.190	.192	.194	.197	.199
200	.016	.016	.016	.134	.135	.135	.136	.137	.138	.140	.143	.145	.148	.150	.152
250	.018	.018	.018	.018	.107	.108	.108	.110	.111	.113	.116	.118	.121	.123	.126
300	.020	.020	.020	.020	.020	.020	.090	.092	.093	.095	.098	.101	.103	.106	.108
350	.022								.073	.078	.082	.085	.087	.089	.091
375	.023	.023	.023	.024	.024	.024	.025	.026	.029⊙	.066	.072	.076	.079	.082	.085
400	.024	.024	.024	.025	.025	.025	.026	.027	.029	.046	.063	.069	.074	.077	.080
425	.025	.025	.025	.026	.026	.026	.027	.028	.029	.034	.050	.061	.067	.071	.075
450	.026	.026	.026	.027	.027	.027	.028	.028	.030	.033	.041	.052	.060	.065	.069
475	.027	.027	.027	.028	.028	.028	.029	.029	.030	.033	.038	.046	.053	.060	.064
500	.028	.028	.028	.029	.029	.029	.029	.030	.031	.033	.037	.042	.048	.054	.060
550	.030	.030	.030	.031	.031	.031	.031	.032	.033	.035	.037	.040	.044	.048	.053
600	.032	.032	.033	.033	.033	.033	.033	.034	.034	.036	.038	.040	.043	.046	.049
650	.034	.034	.035	.035	.035	.035	.035	.036	.036	.038	.039	.041	.043	.045	.048
700	.036	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.038	.038	.039	.041	.042	.044	.046	.048

Notas: (1) El vapor para 0°C y 1 bar se refiere a un estado líquido metaestable. Aquí el estado estable es el sólido.
(2) ⊙ Punto crítico, 374.15°C, 221.2 bar

Fuente de información: Tablas NEL del vapor de agua 1964 (HMSO, Edinburgh)[7]

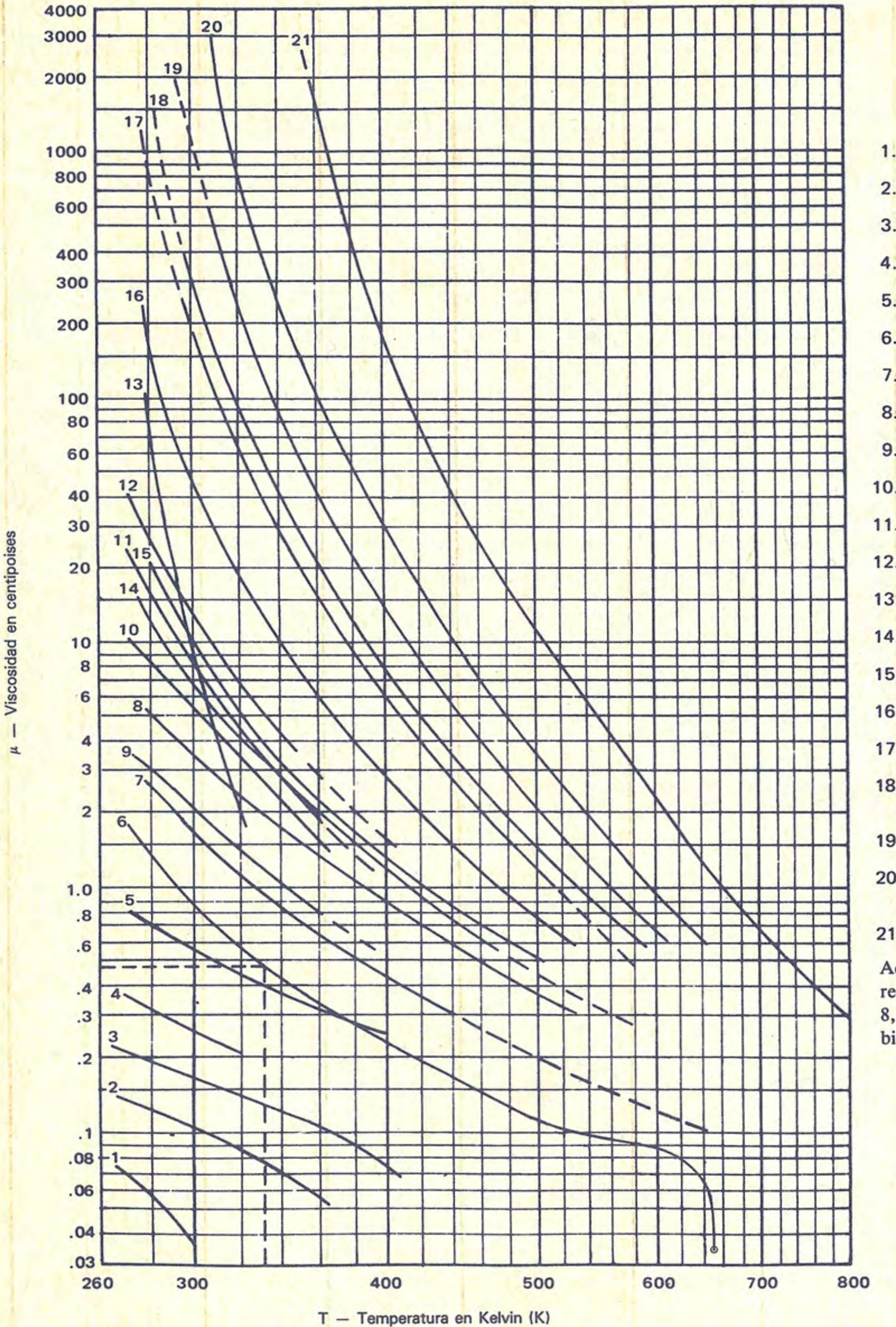
A-1b.— Viscosidad del agua y del vapor de agua

Temp. °F	Viscosidad del agua y vapor de agua — en centipoises (μ) 1 lb/pulg²	2 lb/pulg²	5 lb/pulg²	10 lb/pulg²	20 lb/pulg²	50 lb/pulg²	100 lb/pulg²	200 lb/pulg²	500 lb/pulg²	1000 lb/pulg²	2000 lb/pulg²	5000 lb/pulg²	7500 lb/pulg²	10000 lb/pulg²	12000 lb/pulg²
Agua sat.	.667	.524	.388	.313	.255	.197	.164	.138	.111	.094	.078	...	...	...	...
Vapor sat.	.010	.010	.011	.012	.012	.013	.014	.015	.017	.019	.023	....	...	...	...
1500°	.041	.041	.041	.041	.041	.041	.041	.041	.042	.042	.042	.044	.046	.048	.050
1450	.040	.040	.040	.040	.040	.040	.040	.040	.040	.041	.041	.043	.045	.047	.049
1400	.039	.039	.039	.039	.039	.039	.039	.039	.039	.040	.040	.042	.044	.047	.049
1350	.038	.038	.038	.038	.038	.038	.038	.038	.038	.038	.039	.041	.044	.046	.049
1300	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.037	.038	.040	.043	.045	.048
1250	.035	.035	.035	.035	.035	.035	.035	.036	.036	.036	.037	.039	.042	.045	.048
1200	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.035	.035	.036	.038	.041	.045	.048
1150	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.034	.037	.041	.045	.049
1100	.032	.032	.032	.032	.032	.032	.032	.032	.033	.033	.034	.037	.040	.045	.050
1050	.031	.031	.031	.031	.031	.031	.031	.031	.032	.032	.033	.036	.040	.047	.052
1000	.030	.030	.030	.030	.030	.030	.030	.030	.030	.031	.032	.035	.041	.049	.055
950	.029	.029	.029	.029	.029	.029	.029	.029	.029	.030	.031	.035	.042	.052	.059
900	.028	.028	.028	.028	.028	.028	.028	.028	.028	.028	.029	.035	.045	.057	.064
850	.026	.026	.026	.026	.026	.026	.027	.027	.027	.027	.028	.035	.052	.064	.070
800	.025	.025	.025	.025	.025	.025	.025	.025	.026	.026	.027	.040	.062	.071	.075
750	.024	.024	.024	.024	.024	.024	.024	.024	.025	.025	.026	.057	.071	.078	.081
700	.023	.023	.023	.023	.023	.023	.023	.023	.023	.024	.026 ⊙	.071	.079	.085	.086
650	.022	.022	.022	.022	.022	.022	.022	.022	.023	.023	.023	.082	.088	.092	.096
600	.021	.021	.021	.021	.021	.021	.021	.021	.021	.021	.087	.091	.096	.101	.104
550	.020	.020	.020	.020	.020	.020	.020	.020	.020	.019	.095	.101	.105	.109	.113
500	.019	.019	.019	.019	.019	.019	.019	.018	.018	.103	.105	.111	.114	.119	.122
450	.018	.018	.018	.018	.017	.017	.017	.017	.115	.116	.118	.123	.127	.131	.135
400	.016	.016	.016	.016	.016	.016	.016	.016	.131	.132	.134	.138	.143	.147	.150
350	.015	.015	.015	.015	.015	.015	.015	.152	.153	.154	.155	.160	.164	.168	.171
300	.014	.014	.014	.014	.014	.014	.182	.183	.183	.184	.185	.190	.194	.198	.201
250	.013	.013	.013	.013	.013	.228	.228	.228	.228	.229	.231	.235	.238	.242	.245
200	.012	.012	.012	.012	.300	.300	.300	.300	.301	.301	.303	.306	.310	.313	.316
150	.011	.011	.427	.427	.427	.427	.427	.427	.427	.428	.429	.431	.434	.437	.439
100	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.680	.681	.682	.683	.683
50	1.299	1.299	1.299	1.299	1.299	1.299	1.299	1.299	1.299	1.298	1.296	1.289	1.284	1.279	1.275
32	1.753	1.753	1.753	1.753	1.753	1.753	1.753	1.752	1.751	1.749	1.745	1.733	1.723	1.713	1.705

Los valores por abajo de las viscosidades subrayadas son para agua

⊙ Punto crítico

A-2a. — Viscosidad del agua y de líquidos derivados del petróleo



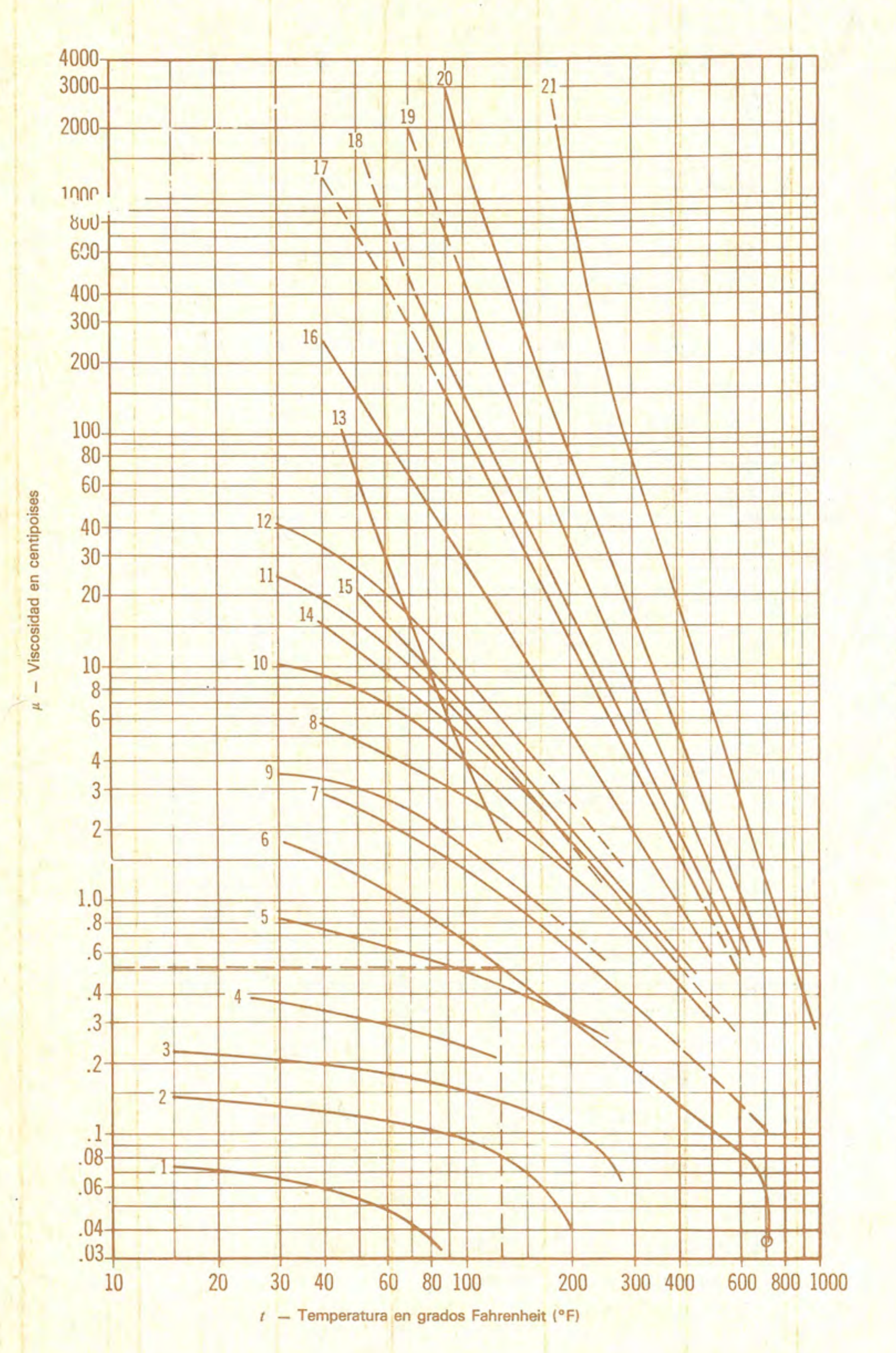
1. Etano (C_2H_6)
2. Propano (C_3H_8)
3. Butano (C_4H_{10})
4. Gasolina natural
5. Gasolina
6. Agua
7. Keroseno
8. Destilado
9. Crudo de 48 grados API
10. Crudo de 40 grados API
11. Crudo de 35.6 grados API
12. Crudo de 32.6 grados API
13. Crudo de Salt Creek
14. Aceite combustible 3 (Máx.)
15. Aceite combustible 5 (Mín.)
16. Aceite Lube SAE 10 (100 V.I.)
17. Aceite Lube SAE 30 (100 V.I.)
18. Aceite combustible 5 (Máx.) o 6 (Mín.)
19. Aceite Lube SAE 70 (100 V.I.)
20. Aceite combustible Bunker C (Máx.) y residuo M.C.
21. Asfalto

Adaptación de datos recogidos de las referencias 8, 12 y 23 de la bibliografía.

Ejemplo: Hállese la viscosidad del agua a 60°C
Solución: 60°C = 273 + 60 = 333 K

Viscosidad del agua a 333 K es 0.47 centipoises (curva 6)

A-2b.— Viscosidad del agua y de líquidos derivados del petróleo

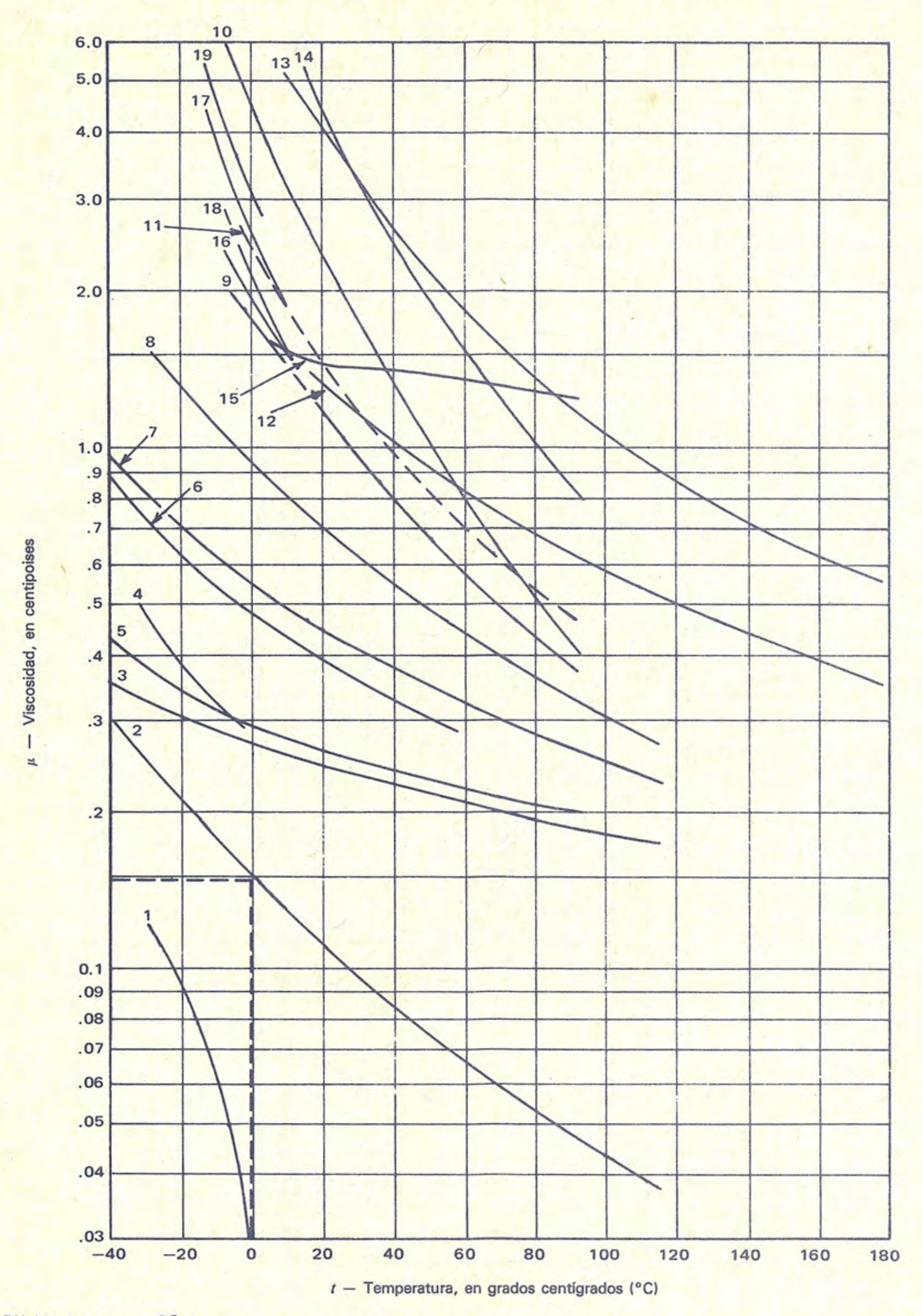


1. Etano (C_2H_6)
2. Propano (C_3H_8)
3. Butano (C_4H_{10})
4. Gasolina natural
5. Gasolina
6. Agua
7. Keroseno
8. Destilado
9. Crudo de 48 grados API
10. Crudo de 40 grados API
11. Crudo de 35.6 grados API
12. Crudo de 32.6 grados API
13. Crudo de Salt Creek
14. Aceite combustible 3 (Máx.)
15. Aceite combustible 5 (Mín.)
16. Aceite Lube SAE 10 (100 V.I.)
17. Aceite Lube SAE 30 (100 V.I.)
18. Aceite combustible 5 (Máx.) o 6 (Mín.)
19. Aceite Lube SAE 70 (100 V.I.)
20. Aceite combustible Bunker C (Máx.) y residuo M.C.
21. Asfalto

Los datos se extractaron con autorización de Oil and Gas Journal

Ejemplo: La viscosidad del agua a 125°F es 0.52 centipoises (curva No. 6)

A-3a.— Viscosidad de líquidos diversos

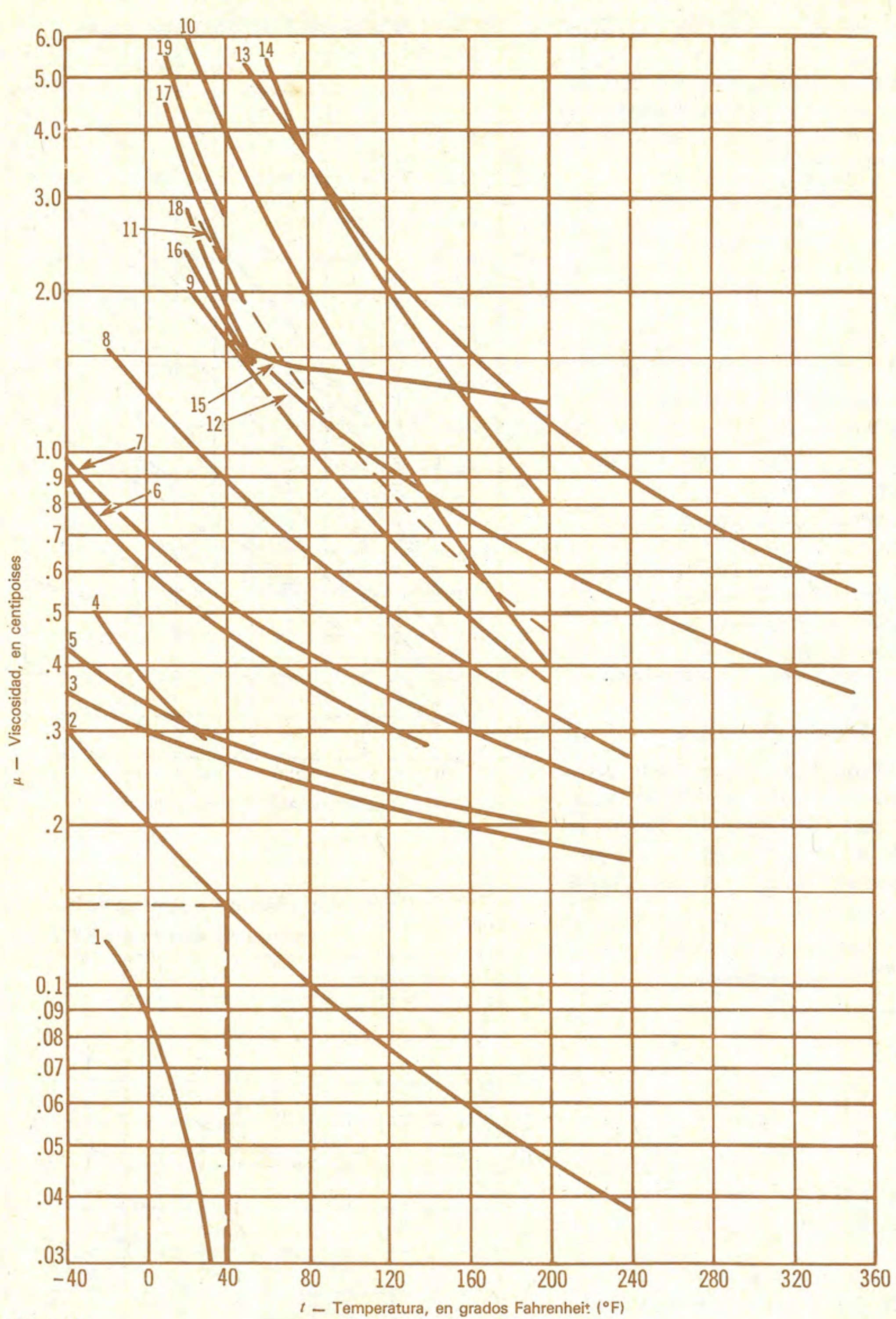


1. Dióxido de carbono CO_2
2. Amoniaco . . . . . . NH_3
3. Cloruro de metilo . CH_3Cl
4. Dióxido de azufre . SO_2
5. Freón 12 . . . . F-12
6. Freón 114 . . . . . . F-114
7. Freón 11 . . . . F-11
8. Freón 113 . . . . . . F-113
9. Alcohol etílico
10. Alcohol isopropílico
11. Ácido sulfúrico al 20% . . . . . H_2SO_4
12. Dowtherm E
13. Dowtherm A
14. Hidróxido de sodio al 20% . . NaOH
15. Mercurio
16. Cloruro de sodio al 10% . . . . NaCl
17. Cloruro de sodio al 20% . . . . NaCl
18. Cloruro de calcio al 10% . . . $CaCl_2$
19. Cloruro de calcio al 20% . . . $CaCl_2$

Ejemplo: La viscosidad del amoniaco a 0°C es 0.15 centipoises.

Adaptación de datos recogidos de las referencias 5, 8 y 11 de la bibliografía.

A-3b. — Viscosidad de líquidos diversos



1. Dióxido de carbono CO_2
2. Amoniaco........ NH_3
3. Cloruro de metilo.. CH_3Cl
4. Dióxido de azufre . SO_2
5. Freón 12........ F-12
6. Freón 114....... F-114
7. Freón 11........ F-11
8. Freón 113....... F-113
9. Alcohol etílico
10. Alcohol isopropílico
11. Ácido sulfúrico al 20% .... H_2SO_4
12. Dowtherm E
13. Dowtherm A
14. Hidróxido de sodio al 20% NaOH
15. Mercurio
16. Cloruro de sodio al 10%... NaCl
17. Cloruro de sodio al 20%.... NaCl
18. Cloruro de calcio al 10%... $CaCl_2$
19. Cloruro de calcio al 20%... $CaCl_2$

Ejemplo: La viscosidad del amoniaco a 40°F es 0.14 centipoise.

A-4a.— Viscosidad de gases y vapores de hidrocarburos

Las curvas de los vapores de hidrocarburos y gases naturales en el nomograma de la derecha, son adaptaciones de datos tomados de Maxwell;[15] las curvas de todos los demás gases (excepto el helio[27]) están basadas en la fórmula de Sutherland.

$$\mu = \mu_0 \left(\frac{T_0 + C}{T + C}\right)\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}$$

$$\mu = \mu_0 \left(\frac{0.555\,T_0 + C}{0.555\,T + C}\right)\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}$$

donde:

μ = viscosidad en centipoises, a la temperatura T.

μ_0 = viscosidad en centipoises, a la temperaura T_0.

T = temperatura absoluta, en Kelvin (273 + °C) (grados rankine = 460 + °F) para la cual se requiere conocer la viscosidad.

T_0 = temperatura absoluta, en Kelvin (grados rankine = 460 + °F para la que se conoce la viscosidad.

C = constante de Sutherland

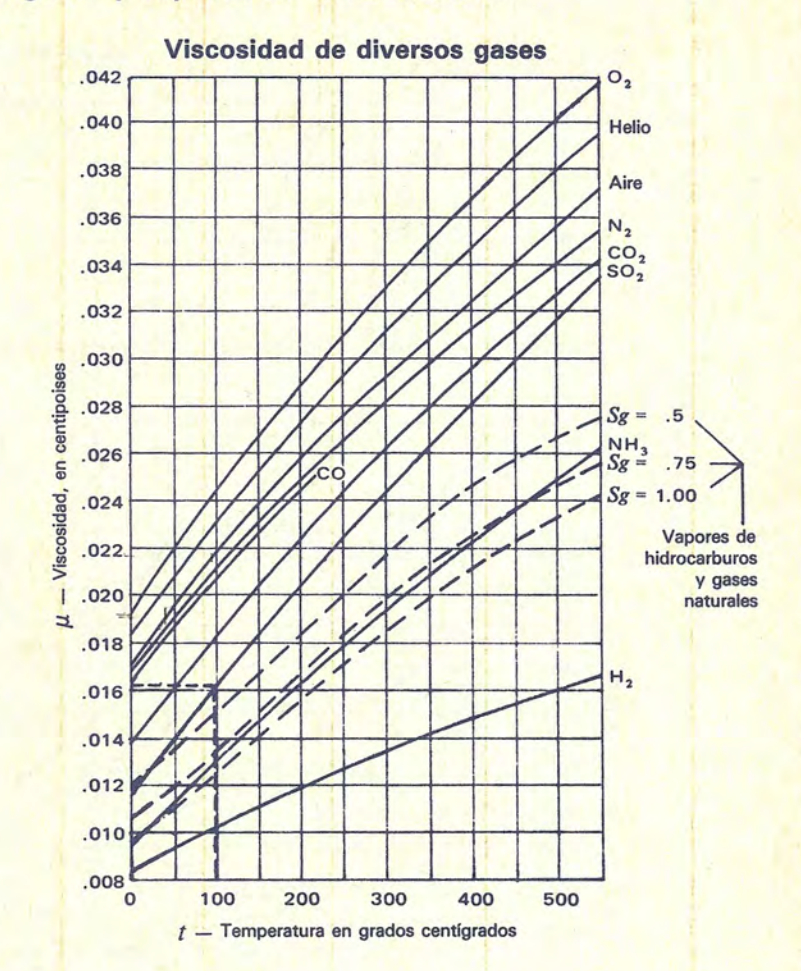
Nota: La variación de la viscosidad con la presión es pequeña para la mayor parte de los gases. Para los gases dados en esta página, la corrección de la viscosidad debida a la presión es inferior al 10% para presiones hasta 35 bar (500 libras/pulg²).

Fluido	Valores aproximados de "C"
O_2	127
Aire	120
N_2	111
CO_2	240
CO	118
SO_2	416
NH_3	370
H_2	72

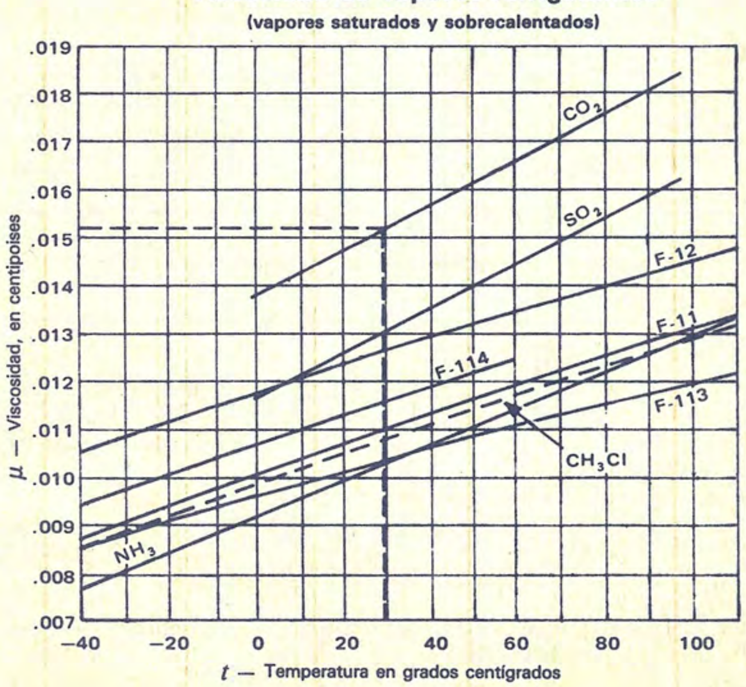
Ejemplo para el nomograma de arriba: La viscosidad del dióxido de azufre gaseoso a 100°C (212°F) es 0.0162 centipoises.

Ejemplo para el nomograma de abajo: La viscosidad del dióxido de carbono gaseoso a 30°C (80°F) aproximadamente, es de 0.0152.

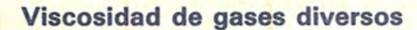
Viscosidad de diversos gases



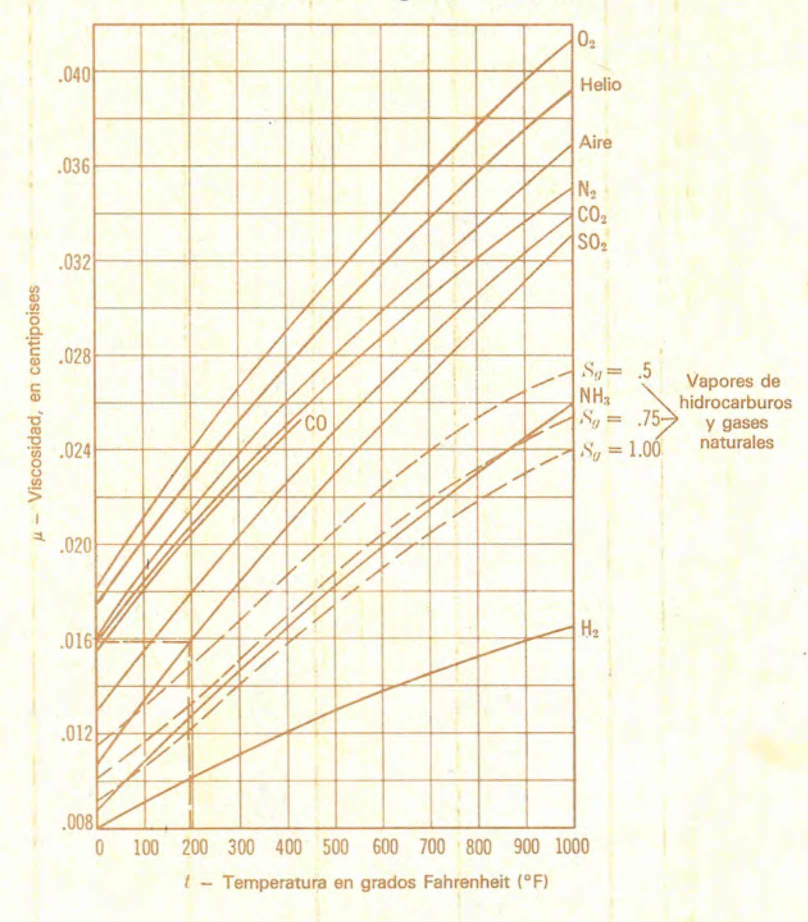
Viscosidad de vapores refrigerantes
(vapores saturados y sobrecalentados)



A-4b.— Viscosidad de gases y vapores de hidrocarburos

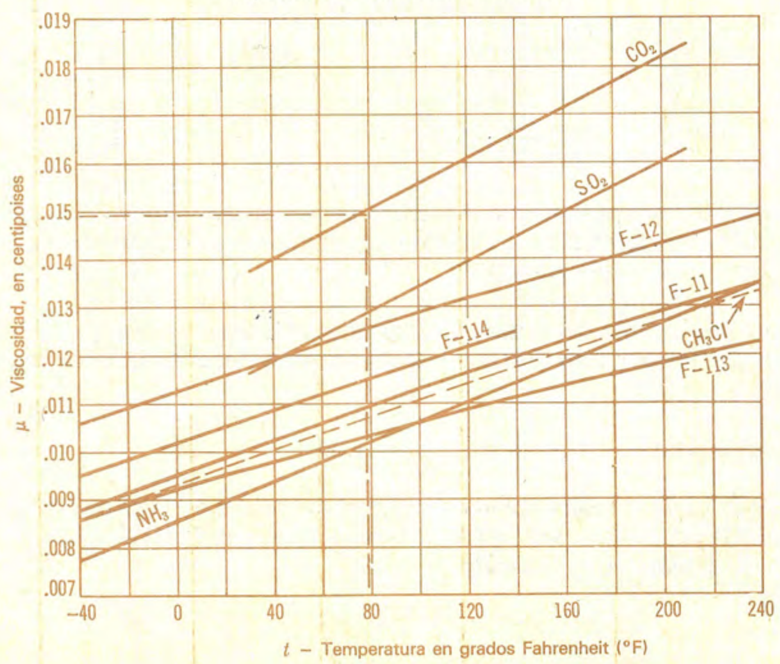


Viscosidad de gases diversos



Viscosidad de vapores refrigerantes

(vapores saturados y sobrecalentados)



A-5a. Propiedades físicas del agua

Temperatura del agua t Grados centígrados	Presión de saturación p' Bar absolutos	Volumen específico $\bar{V} \times 10^3$ Decímetros cúbicos por kilogramo	Densidad ρ Kilogramos por metro cúbico
.01	.006112	1.0002	999.8
5	.008719	1.0001	999.9
10	.012271	1.0003	999.7
15	.017041	1.0010	999.0
20	.023368	1.0018	998.2
25	.031663	1.0030	997.0
30	.042418	1.0044	995.6
35	.056217	1.0060	994.0
40	.073750	1.0079	992.2
45	.09582	1.0099	990.2
50	.12335	1.0121	988.0
55	.15740	1.0145	985.7
60	.19919	1.0171	983.2
65	.25008	1.0199	980.5
70	.31160	1.0228	977.7
75	.38547	1.0258	974.8
80	.47359	1.0290	971.8
85	.57803	1.0324	968.6
90	.70109	1.0359	965.3
95	.84526	1.0396	961.9
100	1.01325	1.0435	958.3
110	1.4326	1.0515	951.0
120	1.9853	1.0603	943.1
130	2.7012	1.0697	934.8
140	3.6136	1.0798	926.1
150	4.7597	1.0906	916.9
160	6.1805	1.1021	907.4
170	7.9203	1.1144	897.3
180	10.0271	1.1275	886.9
190	12.552	1.1415	876.0
200	15.551	1.1565	864.7
225	25.504	1.1992	833.9
250	39.776	1.2512	799.2
275	59.49	1.3168	759.4
300	85.92	1.4036	712.5
325	120.57	1.5289	654.1
350	165.37	1.741	574.4
374.15	221.20	3.170	315.5

Para convertir el volumen específico de decímetros cúbicos por kilogramo (dm^3/kg) a metros cúbicos por kilogramo (m^3/kg) divídanse los valores de la tabla entre 10^3.

Para convertir la densidad en kilogramos por metro cúbico (kg/m^3) a kilogramos por litro (kg/litro) divídanse los valores de la tabla entre 10^3.

Peso específico del agua a 15°C = 1.00

Los datos de presión y volumen se han obtenido con permiso de HMSO, del "Steam Tables 1964" (Tablas de vapor de agua 1964) del *U.K. National Engineering Laboratory*.

A-5b.— Propiedades físicas del agua

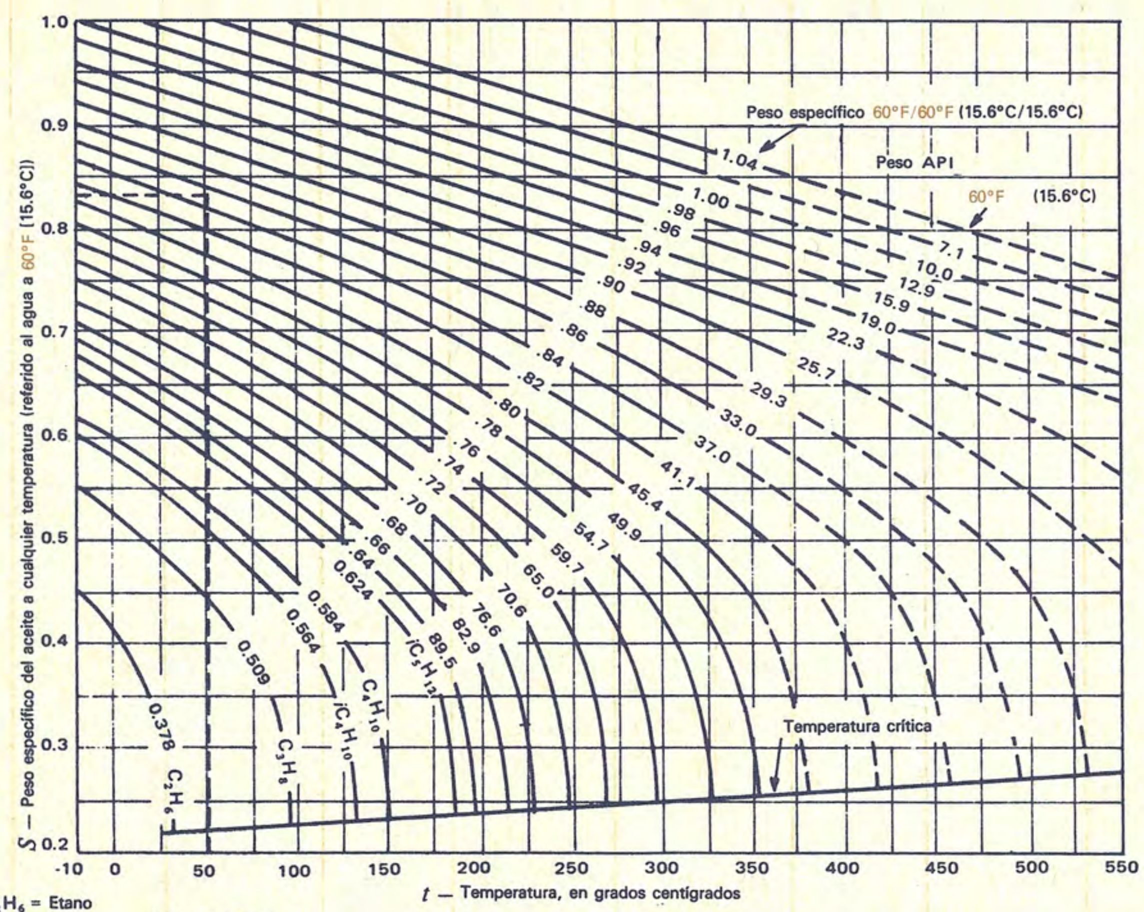
Temperatura del agua t grados Fahrenheit	Presión de saturación P' lb/pulg² abs.	Volumen específico $\overline{V}$ pie³/lb	Densidad ρ lb/pie³	Peso libras/galón
32	0.08859	0.016022	62.414	8.3436
40	0.12163	0.016019	62.426	8.3451
50	0.17796	0.016023	62.410	8.3430
60	0.25611	0.016033	62.371	8.3378
70	0.36292	0.016050	62.305	8.3290
80	0.50683	0.016072	62.220	8.3176
90	0.69813	0.016099	62.116	8.3037
100	0.94924	0.016130	61.996	8.2877
110	1.2750	0.016165	61.862	8.2698
120	1.6927	0.016204	61.7132	8.2498
130	2.2230	0.016247	61.550	8.2280
140	2.8892	0.016293	61.376	8.2048
150	3.7184	0.016343	61.188	8.1797
160	4.7414	0.016395	60.994	8.1537
170	5.9926	0.016451	60.787	8.1260
180	7.5110	0.016510	60.569	8.0969
190	9.340	0.016572	60.343	8.0667
200	11.526	0.016637	60.107	8.0351
210	14.123	0.016705	59.862	8.0024
212	14.696	0.016719	59.812	7.9957
220	17.186	0.016775	59.613	7.9690
240	24.968	0.016926	59.081	7.8979
260	35.427	0.017089	58.517	7.8226
280	49.200	0.017264	57.924	7.7433
300	67.005	0.01745	57.307	7.6608
350	134.604	0.01799	55.586	7.4308
400	247.259	0.01864	53.648	7.1717
450	422.55	0.01943	51.467	6.8801
500	680.86	0.02043	48.948	6.5433
550	1045.43	0.02176	45.956	6.1434
600	1543.2	0.02364	42.301	5.6548
650	2208.4	0.02674	37.397	4.9993
700	3094.3	0.03662	27.307	3.6505

Peso específico del agua a 60°F = 1.00
El peso por galón está basado en 7.40052 galones por pie cúbico.

Los datos de presión y volumen se han obtenido de ASME Steam Tables (1967) con permiso del editor, The American Society of Mechanical Engineers, New York, N.Y.

A-6 Relación peso específico — temperatura, para aceites derivados del petróleo

(Adaptación de datos recogidos de la referencia 12 de la bibliografía)



C_2H_6 = Etano
C_3H_8 = Propano iC_4H_{10} = isobutano
C_4H_{10} = Butano iC_5H_{12} = isopentano

Ejemplo: El peso específico de un aceite a 15.6°C es 0.85. El peso específico a 50°C es de 0.83.

Para encontrar la densidad en kg/m³ de un aceite a determinada temperatura, cuando se conoce su peso específico a 60°F/60°F (15.6°C/15.6°C), multiplíquese el peso específico del aceite a esa temperatura (véase nomograma de arriba) por 999, que es la densidad del agua a 60°F (15°C).

Densidad y peso específico* de líquidos diversos

Líquido	Temperatura *t* °F	°C	Densidad *ρ* kg/m³	Peso específico *S*	Líquido	Temperatura *t* °F	°C	Densidad *ρ* kg/m³	Peso específico *S*
Acetona	60	15.6	791.3	0.792	Mercurio	20	-6.7	13 612	13.623
Amoniaco saturado	10	-12.2	655.2	0.656	Mercurio	40	4.4	13 584	13.596
Benceno	32	0	898.6	0.899	Mercurio	60	15.6	13 557	13.568
Salmuera de CaCl al 10%	32	0	1090.1	1.091	Mercurio	80	26.7	13 530	13.541
Salmuera de NaCl al 10%	32	0	1077.1	1.078	Mercurio	100	37.8	13 502	13.514
Comb Bunkers C Máx.	60	15.6	1013.2	1.014	Leche	...	...	†	...
Disulfuro de carbono	32	0	1291.1	1.292	Aceite de oliva	59	15.0	917.9	0.919
Destilado	60	15.6	848.8	0.850	Pentano	59	15.0	623.1	0.624
Combustible 3 Máx.	60	15.6	897.4	0.898	Aceite lubricante SAE 10‖	60	15.6	875.3	0.876
Combustible 5 Mín.	60	15.6	964.8	0.966	Aceite lubricante SAE 30‖	60	15.6	897.4	0.898
Combustible 5 Máx.	60	15.6	991.9	0.993	Aceite lubricante SAE 70‖	60	15.6	915.0	0.916
Combustible 6 Mín.	60	15.6	991.9	0.993	Crudo de Sal Creek	60	15.6	841.9	0.843
Gasolina	60	15.6	749.8	0.751	Crudo de 32.6° API	60	15.6	861.3	0.862
Gasolina natural	60	15.6	679.5	0.680	Crudo de 35.6° API	60	15.6	845.9	0.847
Keroseno	60	15.6	814.5	0.815	Crudo de 40° API	60	15.6	824.2	0.825
Residuo M.C.	60	15.6	934.2	0.935	Crudo de 48° API	60	15.6	787.5	0.788

* Líquido a la temperatura especificada, relativo al agua a 15.6°C (60°F)

† La leche tiene una densidad entre 1028 y 1035 kg/m³ (64.2 a 64.6 lb/pie³)

‖ Indice de viscosidad 100

Los valores de la tabla anterior están basados en *Smithsonian Physical Tables*, Mark's *Engineer's Handbook* y *Nelson'n Petroleum Refinery Engineering*.

A-6. Relación peso específico — temperatura, para aceites derivados del petróleo

(Adaptación de datos recogidos de la referencia 12 de la bibliografía)



C_2H_6 = Etano
C_3H_8 = Propano
C_4H_{10} = Butano
iC_4H_{10} = isobutano
iC_5H_{12} = isopentano

Ejemplo: El peso específico de un aceite a 60°F es 0.85. El peso específico a 100°F es de 0.83.

Para encontrar la densidad de un aceite a determinada temperatura, cuando se conoce su peso específico a 60°F/60°F (15.6°C/15.6°C), multiplíquese el peso específico del aceite a esa temperatura (véase nomograma de arriba) por 62.4 que es la densidad del agua a 60°F (15°C).

A-7a. Propiedades físicas de algunos gases (Valores aproximados a 20°C y 1.01325 bar)

c_p = calor específico a presión constante
c_v = calor específico a voluinen constante

Nombre del gas	Fórmula química o símbolo	Peso molecular aproximado	Densidad kg/m³	Peso específico con relación al aire	Constante individual del gas J/kg K	Calor específico a temperatura ambiente J/kg K		Capacidad calorífica por metro cúbico J/m³ K		γ igual a c_p/c_v
		M	ρ	S_g	R	c_p	c_v	c_p	c_v	
Acetileno (etino)	C_2H_2	26.0	1.0925	0.907	320	1465	1127	1601	1231	1.30
Aire	–	29.0	1.2045	1.000	287	1009	721	1215	868	1.40
Amoniaco	NH_3	17.0	0.7179	0.596	490	2190	1659	1572	1191	1.32
Argón	A	39.9	1.6610	1.379	208	519	311	862	517	1.67
n-Butano	C_4H_{10}	58.1	2.4897	2.067	143	1654	1490	4118	3710	1.11
Dióxido de carbono	CO_2	44.0	1.8417	1.529	189	858	660	1580	1216	1.30
Monóxido de carbono	CO	28.0	1.1648	0.967	297	1017	726	1185	846	1.40
Cloro	Cl_2	70.9	2.9944	2.486	117	481	362	1440	1084	1.33
Etano	C_2H_6	30.0	1.2635	1.049	277	1616	1325	2042	1674	1.22
Etileno	C_2H_4	28.0	1.1744	0.975	296	1675	1373	1967	1612	1.22
Helio	He	4.0	0.1663	0.1381	2078	5234	3153	870	524	1.66
Ácido clorhídrico	HCl	36.5	1.5273	1.268	228	800	567	1222	866	1.41
Hidrógeno	H_2	2.0	0.0837	0.0695	4126	14319	10155	1199	850	1.41
Sulfuro de hidrógeno	H_2S	34.1	1.4334	1.190	243	1017	782	1458	1121	1.30
Metano	CH_4	16.0	0.6673	0.554	519	2483	1881	1657	1255	1.32
Cloruro de metilo	CH_3Cl	50.5	2.1500	1.785	165	1005	838	2161	1800	1.20
Gas natural[a]	–	19.5	0.8034	0.667	426	2345	1846	1884	1483	1.27
Óxido nítrico	NO	30.0	1.2491	1.037	277	967	691	1208	863	1.40
Nitrógeno	N_2	28.0	1.1648	0.967	297	1034	733	1204	854	1.41
Óxido nitroso	N_2O	44.0	1.8429	1.530	189	925	706	1705	1301	1.31
Oxígeno	O_2	32.0	1.3310	1.105	260	909	649	1210	864	1.40
Propano	C_3H_8	44.1	1.8814	1.562	188	1645	1430	3095	2690	1.15
Propano propileno	C_3H_6	42.1	1.7477	1.451	198	1499	1315	2620	2298	1.14
Dióxido de azufre	SO_2	64.1	2.7270	2.264	129	645	512	1759	1396	1.26

[a] Valores orientativos; las características exactas requieren el conocimiento exacto de los componentes.

Notas: Donde aparezcan Kelvin en la tabla anterior, puede sustituirse por grados centígrados. Por ejemplo, kJ/kg, K puede escribirse kJ/kg°C.

Los valores del peso molecular, peso específico, constante individual del gas y calor específico se han obtenido en base a la Tabla 24 de la referencia 22 de la bibliografía-valores aproximados que provienen de diferentes fuentes.

Los valores de la densidad se han obtenido multiplicando la densidad del aire seco a 20°C, 1.01325 bar por peso específico del gas, es decir 1.2045 por S_g.

La densidad del aire se obtuvo de la referencia 14 de la bibliografía.

A-7b. Propiedades físicas de algunos gases
(Valores aproximados a 68°F y 14.7 lb/pulg²)

c_p = calor específico a presión constante
c_v = calor específico a volumen constante

Nombre del gas	Fórmula química o símbolo	Peso molecular aproximado	Densidad lb/pie³	Peso específico con relación al aire	Constante individual del gas	Calor específico a temperatura ambiente Btu/Lb °F		Capacidad calorífica por pie cúbico		k igual a c_p/c_v
		M	ρ	S_g	R	c_p	c_v	c_p	c_v	
Acetileno (etino)	C_2H_2	26.0	.0682	0.907	59.4	0.350	0.269	.0239	.0184	1.30
Aire	—	29.0	.0752	1.000	53.3	0.241	0.172	.0181	.0129	1.40
Amoniaco	NH_3	17.0	.0448	0.596	91.0	0.523	0.396	.0234	.0178	1.32
Argón	A	39.9	.1037	1.379	38.7	0.124	0.074	.0129	.0077	1.67
n-Butano	C_4H_{10}	58.1	.1554	2.067	26.5	0.395	0.356	.0614	.0553	1.11
Dióxido de carbono	CO_2	44.0	.1150	1.529	35.1	0.205	0.158	.0236	.0181	1.30
Monóxido de carbono	CO	28.0	.0727	0.967	55.2	0.243	0.173	.0177	.0126	1.40
Cloro	Cl_2	70.9	.1869	2.486	21.8	0.115	0.086	.0215	.0162	1.33
Etano	C_2H_6	30.0	.0789	1.049	51.5	0.386	0.316	.0305	.0250	1.22
Etileno	C_2H_4	28.0	.0733	0.975	55.1	0.400	0.329	.0293	.0240	1.22
Helio	He	4.0	.01039	0.1381	386.3	1.250	0.754	.0130	.0078	1.66
Ácido clorhídrico	HCl	36.5	.0954	1.268	42.4	0.191	0.135	.0182	.0129	1.41
Hidrógeno	H_2	2.0	.00523	0.0695	766.8	3.420	2.426	.0179	.0127	1.41
Sulfuro de hidrógeno	H_2S	34.1	.0895	1.190	45.2	0.243	0.187	.0217	.0167	1.30
Metano	CH_4	16.0	.0417	0.554	96.4	0.593	0.449	.0247	.0187	1.32
Cloruro de metilo	CH_3Cl	50.5	.1342	1.785	30.6	0.240	0.200	.0322	.0268	1.20
Gas natural[a]	—	19.5	.0502	0.667	79.1	0.560	0.441	.0281	.0221	1.27
Óxido nítrico	NO	30.0	.0780	1.037	51.5	0.231	0.165	.0180	.0129	1.40
Nitrógeno	N_2	28.0	.0727	0.967	55.2	0.247	0.176	.0180	.0127	1.41
Óxido nitroso	N_2O	44.0	.1151	1.530	35.1	0.221	0.169	.0254	.0194	1.31
Oxígeno	O_2	32.0	.0831	1.105	48.3	0.217	0.155	.0180	.0129	1.40
Propano	C_3H_8	44.1	.1175	1.562	35.0	0.393	0.342	.0462	.0402	1.15
Propano propileno	C_3H_6	42.1	.1091	1.451	36.8	0.358	0.314	.0391	.0343	1.14
Dióxido de azufre	SO_2	64.1	.1703	2.264	24.0	0.154	0.122	.0262	.0208	1.26

Los valores del peso molecular, peso específico, constante individual del gas y del calor específico se obtuvieron de la Tabla 24 de la referencia 22 de la bibliografía.

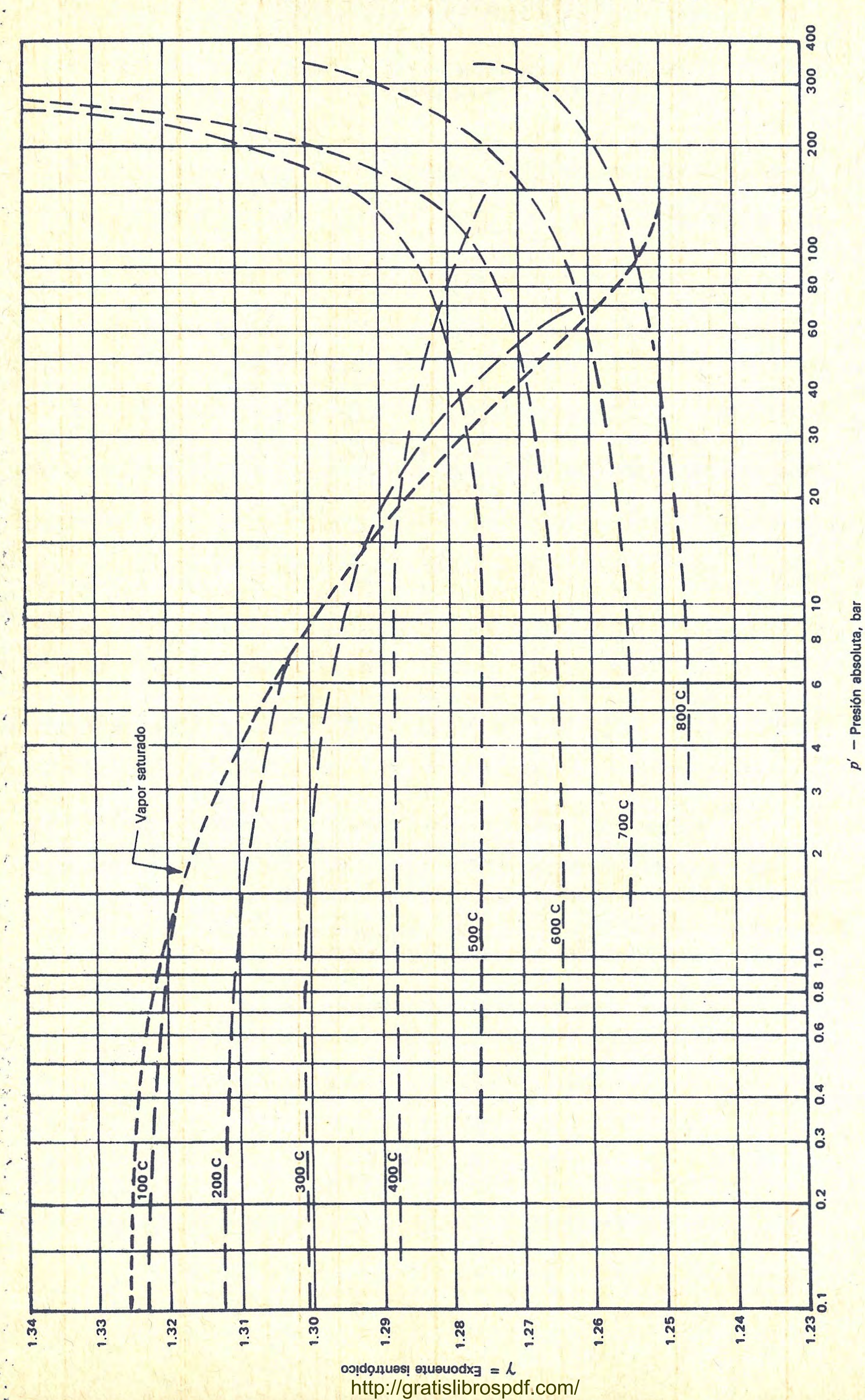
Los valores de la densidad se obtuvieron multiplicando la densidad del aire por el peso específico del gas.

Para obtener densidades a 60°F y 14.7 lb/pulg² multiplíquense los valores por 1.0154.

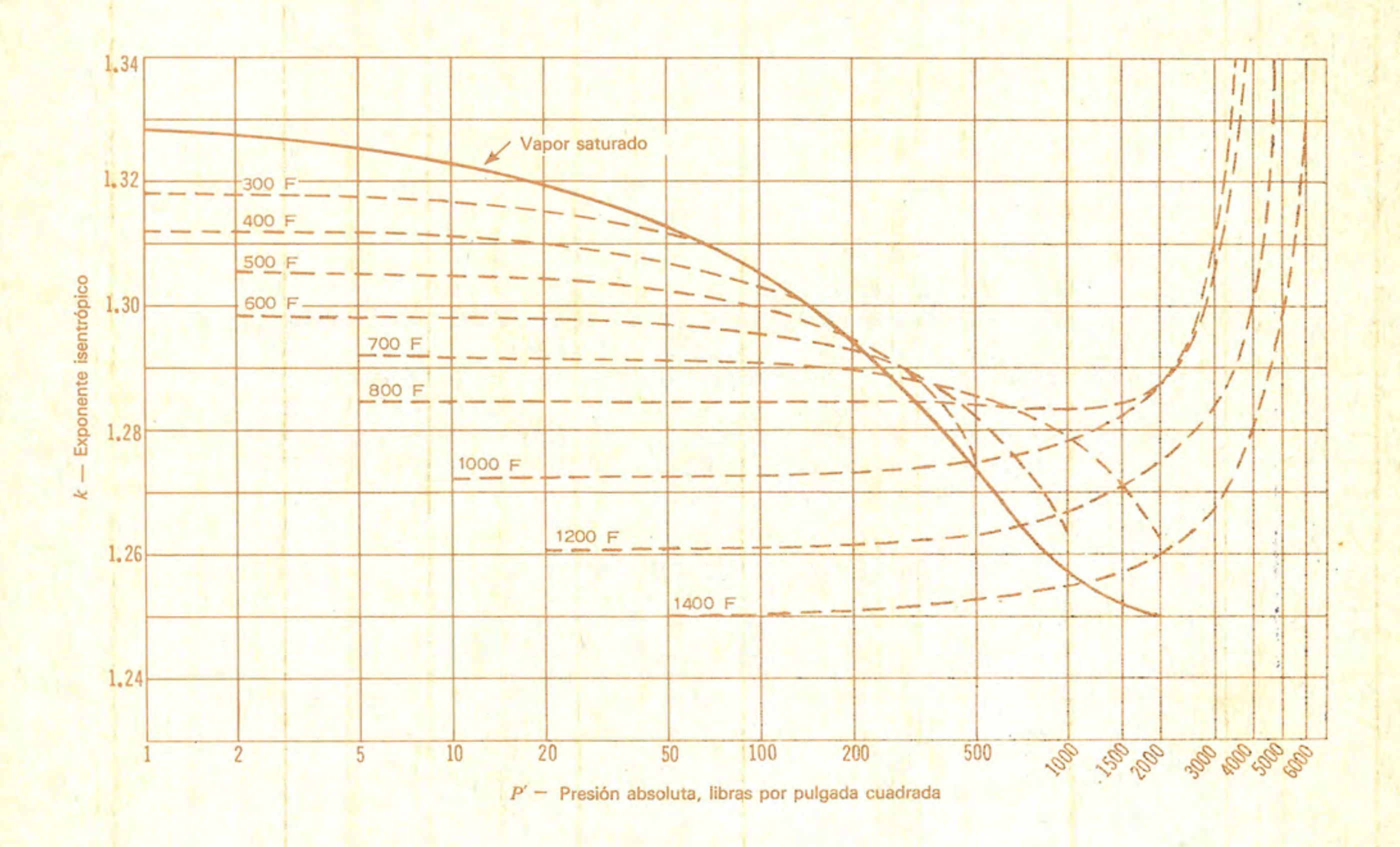
Los valores del gas natural sólo son representativos.

Las características exactas requieren conocimiento de los constitutivos específicos.

A-8a. Vapor de agua — Valores del exponente isentrópico, γ [20]



A-8b. Vapor de agua — Valores del exponente isentrópico, K[14]



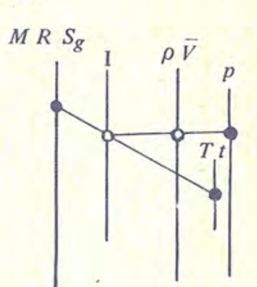
Para cambios pequeños de presión (o volumen) a lo largo de una línea isoentrópica pv^k = constante

Densidad y volumen específico de gases y vapores

Los nomogramas A-10a y A-10b están construidos con base en las fórmulas:

$$\rho = \frac{10^5 p'}{RT} = \frac{12.03 M p' Sg}{T} = \frac{349 p' Sg}{T}$$

$$\rho = \frac{144\, P'}{RT} = \frac{MP'}{10.72\, T} = \frac{2.70\, P'\, S_g}{T}$$



donde: $p' = 1.013 + p'$ $\quad P' = 14.7 + P$

$T = 273 + t$ $\quad T = 460 + t$

constante universal de los gases = R_c = 8314

Peso molecular del aire = M_{aire} 29

Ejemplo a: ¿Cuál es la densidad del CH_4 seco, si se encuentra a una temperatura de 40°C (100°F) y una presión manométrica de 1.0 bar (15 libras/pulgada²)?

Solución: Véase en las tablas A-7 el peso molecular, peso específico y la constante individual del gas. Unir en los nomogramas A-10a y b el 519 (96.4) de la escala de *R* con el 40 (100) de la escala de temperatura *t* y marcar la intersección con la escala del índice I. Unir este punto con el valor 1.0 (15.0) de la escala de presiones *p* y léase la respuesta 1.24 kilogramos por metro cúbico (0.08 libras por pie cúbico) en la escala de densidades ρ.

A-9a. Densidad del aire

Densidad del aire en kilogramos por metro cúbico para las presiones manométricas en bar indicadas (*Basado en una presión atmosférica de 1.01325 bar y un peso molecular de 28.97*)

Temp. del aire °C	0 bar	0.5 bar	1 bar	2 bar	3 bar	4 bar	5 bar	6 bar	7 bar	8 bar	9 bar	10 bar	11 bar	12 bar	13 bar	14 bar	15 bar	16 bar	17 bar
0°	1.293	1.930	2.568	3.844	5.12	6.39	7.67	8.95	10.22	11.50	12.77	14.05	15.32	16.60	17.88	19.15	20.43	21.70	22.98
5	1.269	1.89	2.522	3.775	5.03	6.28	7.53	8.78	10.04	11.29	12.54	13.80	15.05	16.30	17.55	18.81	20.06	21.31	22.56
10	1.247	1.862	2.477	3.708	4.93	6.17	7.40	8.63	9.86	11.09	12.32	13.55	14.78	16.01	17.24	18.47	19.71	20.94	22.17
15	1.225	1.830	2.435	3.644	4.85	6.06	7.27	8.48	9.69	10.90	12.11	13.32	14.53	15.74	16.95	18.15	19.36	20.57	21.78
20	1.204	1.799	2.393	3.581	4.77	5.96	7.15	8.34	9.52	10.71	11.90	13.09	14.28	15.47	16.66	17.84	19.03	20.22	21.41
25	1.184	1.76	2.353	3.522	4.69	5.86	7.03	8.20	9.37	10.53	11.70	12.87	14.04	15.21	16.38	17.55	18.71	19.88	21.05
30	1.165	1.739	2.314	3.463	4.61	5.76	6.91	8.06	9.21	10.36	11.51	12.66	13.81	14.96	16.11	17.26	18.41	19.55	20.70
35	1.146	1,711	2.277	3.407	4.54	5.67	6.80	7.93	9.06	10.19	11.32	12.45	13.58	14.72	15.85	16.98	18.11	19.24	20.37
40	1.127	1.684	2.240	3.353	4.47	5.58	6.69	7.80	8.92	10.03	11.14	12.25	13.37	14.48	15.59	16.71	17.82	18.93	20.04
50	1.093	1.632	2.171	3.249	4.33	5.41	6.48	7.56	8.64	9.72	10.80	11.88	12.95	14.03	15.11	16.19	17.27	18.35	19.42
60	1.060	1.583	2.106	3.152	4.20	5.24	6.29	7.33	8.38	9.43	10.47	11.52	12.56	13.61	14.66	15.70	16.75	17.79	18.84
70	1.028	1.537	2.044	3.060	4.08	5.09	6.11	7.12	8.14	9.15	10.17	11.18	12.20	13.21	14.23	15.24	16.26	17.28	18.29
80	1.0	1.493	1.986	2.973	3.960	4.95	5.93	6.92	7.91	8.89	9.88	10.87	11.85	12.84	13.83	14.81	15.80	16.79	17.77
90	0.972	1.452	1.932	2.891	3.851	4.81	5.77	6.73	7.69	8.65	9.61	10.57	11.53	12.49	13.45	14.41	15.36	16.32	17.28
100	0.946	1.413	1.880	2.814	3.748	4.68	5.62	6.55	7.48	8.42	9.35	10.28	11.22	12.15	13.09	14.02	14.95	15.89	16.82
120	0.898	1.342	1.784	2.671	3.557	4.44	5.33	6.21	7.10	7.99	8.87	9.76	10.65	11.53	12.42	13.31	14.19	15.08	15.97
140	0.855	1.276	1.698	2.541	3.385	4.23	5.07	5.91	6.76	7.60	8.45	9.29	10.13	10.97	11.82	12.66	13.51	14.35	15.19
160	0.815	1.217	1.620	2.424	3.229	4.03	4.84	5.64	6.45	7.25	8.06	8.86	9.66	10.47	11.27	12.08	12.88	13.69	14.49
180	0.779	1.164	1.548	2.317	3.086	3.855	4.62	5.39	6.16	6.93	7.70	8.47	9.24	10.01	10.77	11.54	12.31	13.08	13.85
200	0.746	1.114	1.483	2.219	2.955	3.692	4.43	5.16	5.90	6.64	7.37	8.11	8.85	9.58	10.32	11.06	11.79	12.53	13.26
220	0.716	1.069	1.423	2.129	2.836	3.542	4.25	4.96	5.66	6.37	7.08	7.78	8.49	9.20	9.90	10.61	11.31	12.02	12.73
240	0.688	1.027	1.367	2.046	2.725	3.404	4.08	4.76	5.44	6.12	6.80	7.48	8.16	8.84	9.51	10.19	10.87	11.55	12.23
260	0.662	0.989	1.316	1.969	2.623	3.277	3.930	4.58	5.24	5.89	6.54	7.20	7.85	8.51	9.16	9.81	10.47	11.12	11.77
280	0.638	0.953	1.268	1.898	2.528	3.158	3.788	4.42	5.05	5.68	6.31	6.94	7.57	8.20	8.83	9.46	10.09	10.72	11.35
300	0.616	0.920	1.224	1.832	2.440	3.048	3.656	4.26	4.87	5.48	6.09	6.70	7.30	7.91	8.52	9.13	9.74	10.34	10.95

Temp. del aire °C	18 bar	19 bar	20 bar	30 bar	40 bar	50 bar	60 bar	70 bar	80 bar
0°	24.25	25.53	26.81	39.6	52.3	65.1	77.8	90.6	103.3
5	23.82	25.07	26.32	38.8	51.4	63.9	76.4	89.0	101.5
10	23.40	24.63	25.86	38.2	50.5	62.8	75.1	87.4	99.7
15	22.99	24.20	25.41	37.5	49.6	61.7	73.8	85.9	98.0
20	22.56	23.79	24.98	36.9	48.7	60.6	72.5	84.4	96.3
25	22.22	23.39	24.56	36.2	47.9	59.6	71.3	83.0	94.7
30	21.85	23.00	24.15	35.6	47.1	58.6	70.1	81.6	93.1
35	21.50	22.63	23.76	35.1	46.4	57.7	69.0	80.3	91.6
40	21.16	22.27	23.38	34.5	45.6	56.8	67.9	79.0	90.1
50	20.50	21.58	22.66	33.4	44.2	55.0	65.8	76.6	87.4
60	19.88	20.93	21.98	32.4	42.9	53.4	63.8	74.3	84.7
70	19.31	20.32	21.34	31.5	41.6	51.8	61.9	72.1	82.3
80	18.76	19.75	20.73	30.6	40.5	50.3	60.2	70.1	79.9
90	18.24	19.20	20.16	29.76	39.4	48.9	58.5	68.1	77.7
100	17.75	18.69	19.62	28.96	38.3	47.6	57.0	66.3	75.6
120	16.85	17.74	18.62	27.49	36.4	45.2	54.1	62.9	71.8
140	16.04	16.88	17.72	26.17	34.6	43.0	51.5	59.9	68.3
160	15.30	16.10	16.91	24.95	33.0	41.0	49.1	57.1	65.2
180	14.62	15.34	16.16	23.85	31.5	39.2	46.9	54.6	62.3
200	14.00	14.74	15.47	22.84	30.2	37.6	44.9	52.3	59.7
220	13.43	14.14	14.85	21.91	28.98	36.0	43.1	50.2	57.2
240	12.91	13.59	14.27	21.06	27.85	34.6	41.4	48.2	55.0
260	12.43	13.08	13.73	20.27	26.81	33.3	39.9	46.4	53.0
280	11.98	12.61	13.24	19.54	25.83	32.1	38.4	44.7	51.0
300	11.56	12.17	12.78	18.86	24.94	31.0	37.1	43.2	49.3

Tabla de densidades del aire

Las tablas A-9a se han calculado según la ley de los gases perfectos dada antes. La corrección debida a la supercompresibilidad, desviación de la ley de los gases perfectos, sería un valor inferior al 3% y no se ha tenido en cuenta.

La densidad de otros gases puede determinarse a partir de estas tablas, multiplicando la densidad del aire por el peso específico del gas, con relación al aire, dado en las tablas A-7.

Densidad y volumen específico de gases y vapores-continuación

A-9b. Densidad del aire

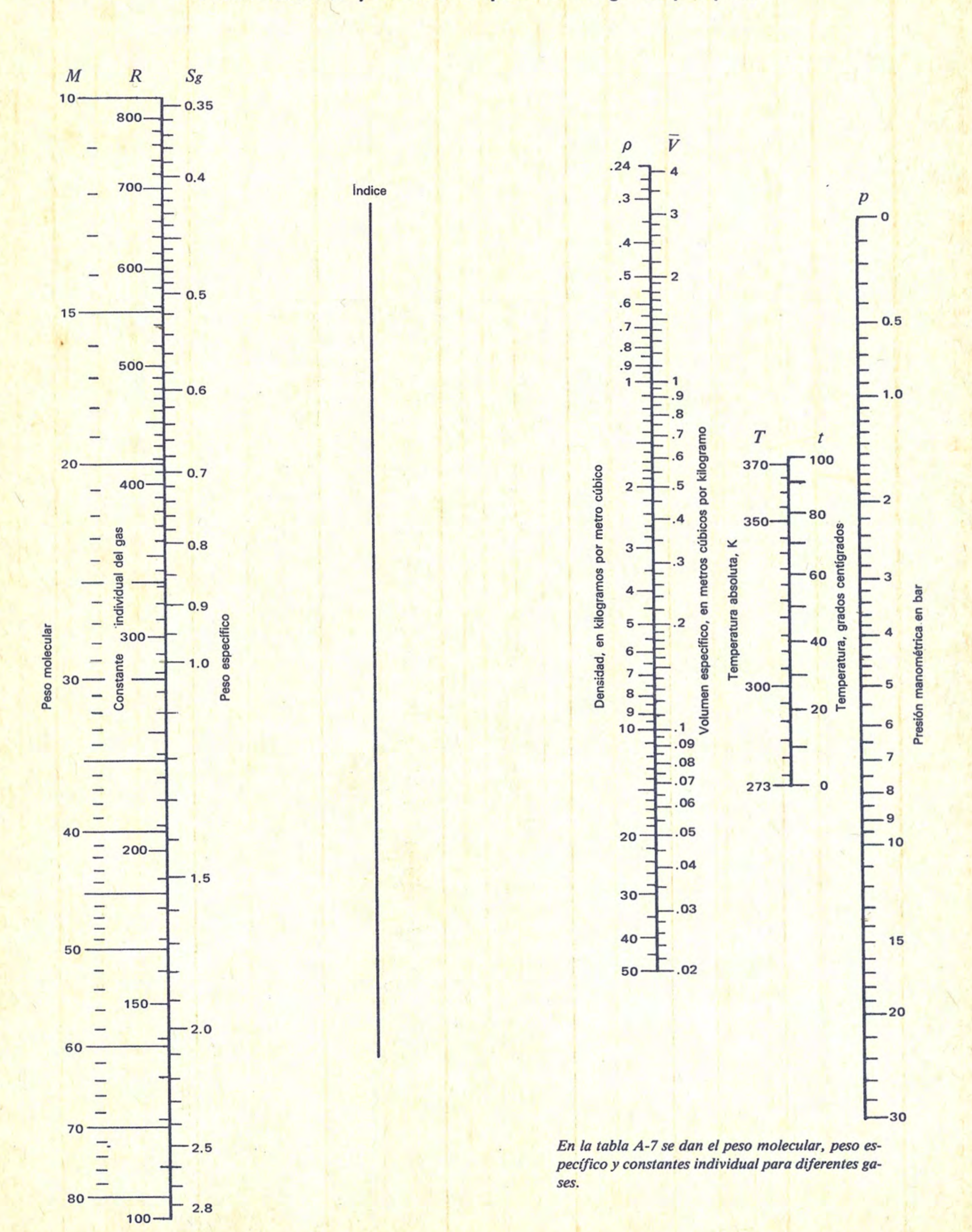
Densidad del aire en libras/pie³, para las presiones manométricas indicadas

(Basada en una presión atmósferica de 14.697 libras/pulg² y un peso molecular de 28.97)

Temp. del aire °F	0 psi	5 psi	10 psi	20 psi	30 psi	40 psi	50 psi	60 psi	70 psi	80 psi	90 psi	100 psi	110 psi	120 psi	130 psi	140 psi	150 psi
30°	.0811	.1087	.1363	.1915	.247	.302	.357	.412	.467	.522	.578	.633	.688	.743	.798	.853	.909
40	.0795	.1065	.1335	.1876	.242	.295	.350	.404	.458	.512	.566	.620	.674	.728	.782	.836	.890
50	.0782	.1048	.1314	.1846	.238	.291	.344	.397	.451	.504	.557	.610	.663	.717	.770	.823	.876
60	.0764	.1024	.1284	.1804	.232	.284	.336	.388	.440	.492	.544	.596	.648	.700	.752	.804	.856
70	.0750	.1005	.1260	.1770	.228	.279	.330	.381	.432	.483	.534	.585	.636	.687	.738	.789	.840
80	.0736	.0986	.1236	.1737	.224	.274	.324	.374	.424	.474	.524	.574	.624	.674	.724	.774	.824
90	.0722	.0968	.1214	.1705	.220	.269	.318	.367	.416	.465	.515	.564	.613	.662	.711	.760	.809
100	.0709	.0951	.1192	.1675	.216	.264	.312	.361	.409	.457	.505	.554	.602	.650	.698	.747	.795
110	.0697	.0934	.1171	.1645	.212	.259	.307	.354	.402	.449	.497	.544	.591	.639	.686	.734	.781
120	.0685	.0918	.1151	.1617	.208	.255	.302	.348	.395	.441	.488	.535	.581	.628	.674	.721	.768
130	.0673	.0902	.1131	.1590	.205	.251	.296	.342	.388	.434	.480	.525	.571	.617	.663	.709	.755
140	.0662	.0887	.1113	.1563	.201	.246	.291	.337	.382	.427	.472	.517	.562	.607	.652	.697	.742
150	.0651	.0873	.1094	.1537	.1981	.242	.287	.331	.375	.420	.464	.508	.553	.597	.641	.686	.730
175	.0626	.0834	.1051	.1477	.1903	.233	.275	.318	.361	.403	.446	.488	.531	.573	.616	.659	.701
200	.0602	.0807	.1011	.1421	.1831	.224	.265	.306	.347	.388	.429	.470	.511	.552	.593	.634	.675
225	.0580	.0777	.0974	.1369	.1764	.216	.255	.295	.334	.374	.413	.453	.492	.531	.571	.610	.650
250	.0559	.0750	.0940	.1321	.1702	.208	.246	.284	.322	.361	.399	.437	.475	.513	.551	.589	.627
275	.0540	.0724	.0908	.1276	.1644	.201	.238	.275	.311	.348	.385	.422	.459	.495	.532	.569	.606
300	.0523	.0700	.0878	.1234	.1590	.1945	.230	.266	.301	.337	.372	.408	.443	.479	.515	.550	.586
350	.0490	.0657	.0824	.1158	.1491	.1825	.216	.249	.283	.316	.349	.383	.416	.449	.483	.516	.550
400	.0462	.0619	.0776	.1090	.1405	.1719	.203	.235	.266	.298	.329	.360	.392	.423	.455	.486	.518
450	.0436	.0585	.0733	.1030	.1327	.1624	.1921	.222	.252	.281	.311	.341	.370	.400	.430	.459	.489
500	.0414	.0555	.0695	.0977	.1258	.1540	.1821	.210	.238	.267	.295	.323	.351	.379	.407	.436	.464
550	.0393	.0527	.0661	.0928	.1196	.1464	.1731	.1999	.227	.253	.280	.307	.334	.360	.387	.414	.441
600	.0375	.0502	.0630	.0885	.1140	.1395	.1649	.1904	.216	.241	.267	.292	.318	.343	.369	.394	.420

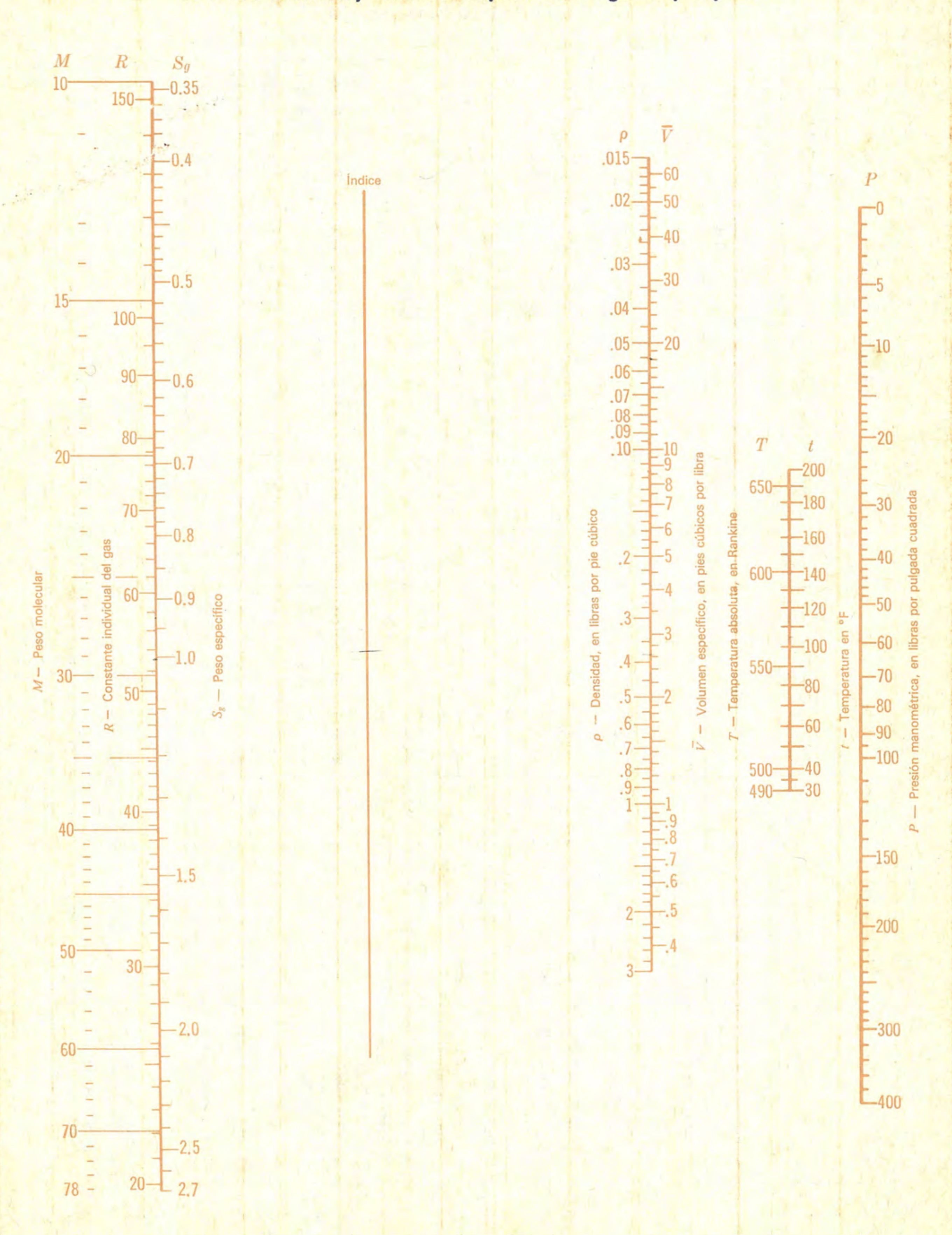
Temp. del aire °F	175 psi	200 psi	225 psi	250 psi	300 psi	400 psi	500 psi	600 psi	700 psi	800 psi	900 psi	1000 psi
30°	1.047	1.185	1.323	1.460	1.736	2.29	2.84	3.39	3.94	4.49	5.05	5.60
40	1.026	1.161	1.296	1.431	1.702	2.24	2.78	3.32	3.86	4.40	4.95	5.49
50	1.009	1.142	1.275	1.408	1.674	2.21	2.74	3.27	3.80	4.33	4.87	5.40
60	.986	1.116	1.246	1.376	1.636	2.16	2.68	3.20	3.72	4.24	4.76	5.28
70	.968	1.095	1.223	1.350	1.605	2.12	2.63	3.14	3.65	4.16	4.67	5.18
80	.950	1.075	1.200	1.325	1.575	2.08	2.58	3.08	3.58	4.08	4.58	5.08
90	.932	1.055	1.178	1.301	1.547	2.04	2.53	3.02	3.51	4.00	4.50	4.99
100	.916	1.036	1.157	1.278	1.519	2.00	2.48	2.97	3.45	3.93	4.42	4.90
110	.900	1.018	1.137	1.255	1.492	1.967	2.44	2.92	3.39	3.86	4.34	4.81
120	.884	1.001	1.117	1.234	1.467	1.933	2.40	2.86	3.33	3.80	4.26	4.73
130	.869	.984	1.098	1.213	1.442	1.900	2.36	2.82	3.27	3.73	4.19	4.65
140	.855	.967	1.080	1.193	1.418	1.868	2.32	2.77	3.22	3.67	4.12	4.57
150	.841	.951	1.062	1.173	1.395	1.838	2.28	2.72	3.17	3.61	4.05	4.50
175	.807	.914	1.020	1.127	1.340	1.765	2.19	2.62	3.04	3.47	3.89	4.32
200	.777	.879	.982	1.084	1.289	1.698	2.11	2.52	2.93	3.34	3.75	4.16
225	.749	.847	.946	1.044	1.242	1.636	2.03	2.43	2.82	3.21	3.61	4.00
250	.722	.817	.913	1.088	1.198	1.579	1.959	2.34	2.72	3.10	3.48	3.86
275	.698	.790	.881	.973	1.157	1.525	1.893	2.26	2.63	3.00	3.36	3.73
300	.675	.764	.852	.941	1.119	1.475	1.830	2.19	2.54	2.90	3.25	3.61
350	.633	.716	.800	.883	1.050	1.384	1.717	2.05	2.38	2.72	3.05	3.39
400	.596	.675	.753	.832	.989	1.303	1.618	1.932	2.25	2.56	2.87	3.19
450	.563	.638	.712	.786	.934	1.232	1.529	1.826	2.12	2.42	2.72	3.01
500	.534	.604	.675	.745	.886	1.167	1.449	1.731	2.01	2.29	2.58	2.86
550	.508	.575	.641	.708	.842	1.110	1.377	1.645	1.912	2.18	2.45	2.72
600	.484	.547	.611	.675	.802	1.057	1.312	1.567	1.822	2.08	2.33	2.59

A-10a. Densidad y volumen específico de gases y vapores



En la tabla A-7 se dan el peso molecular, peso específico y constantes individual para diferentes gases.

A-10b. Densidad y volumen específico de gases y vapores



A-11. Composición volumétrica y peso específico* de combustibles gaseosos [13, 30]

	Tipo de gas	Composición química en porcentaje volumétrico											Peso específico con relación al aire S_g
		Hidrógeno	Monóxido de carbono	Metano	Etano	Propano	Pentanos y super	Butano	Etileno	Bencina	Oxígeno	Nitrógeno	Dióxido de carbono	
1	Gas natural, Pittsburgh			83.4	15.8							0.8		0.61
2	Gas pobre de hulla bituminosa	14.0	27.0	3.0							0.6	50.9	4.5	0.86
3	Gas de alto horno	1.0	27.5									60.0	11.5	1.02
4	Gas de agua de coque	47.3	37.0	1.3							0.7	8.3	5.4	0.57
5	Gas de agua carburado	40.5	34.0	10.2					6.1	2.8	0.5	2.9	3.0	0.63
6	Gas de hulla (retortas verticales continuas)	54.5	10.9	24.2					1.5	1.3	0.2	4.4	3.0	0.42
7	Gas de coque	46.5	6.3	32.1					3.5	0.5	0.8	8.1	2.2	0.44
8	Gas de refinería de petróleo (fase vapor)	13.1	1.2	23.3	21.7			21.7	39.6		1.0		0.1	0.89
9	Gas de petróleo (costa del Pacífico)	48.6	12.7	26.3					2.7	1.1	0.3	3.6	4.7	0.47
	Gases típicos del Mar del Norte West Sole													
10	West Sole			94.0	3.3	0.6	0.2	0.2				1.2	0.5	0.594
11	Leman Bank			94.8	3.0	0.6	0.2	0.2				1.2	0.0	0.588
12	Infatigable			91.4	3.6	0.9	0.2	0.4				3.0	0.5	0.609
13	Hewett (Lower Bunter)			92.6	3.6	0.9	0.3	0.4				2.2	0.0	0.603
	Gas de agua de coke													
14	Hewett (Upper Bunter)			81.9	6.0	2.5	0.2	0.4				8.9	0.1	0.657
15	Viking			90.8	4.3	1.1	0.3	0.5				2.5	0.5	0.616

*Densidad relativa

Gases del 1 al 9, reproducidos con permiso del "Mechanical Engineers Handbook", de L.S. Marks, 5ª Edición, McGraw-Hill Company, Inc.[13]

Gases del 10 al 15 — datos extraídos de un informe preparado por un grupo de trabajo de la IGU, sobre intercambiabilidad de los gases, mayo 1976.[30]

A-12a. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada Unidades del S.I.

Presión absoluta bar	Temperatura °C	Volumen específico dm³/kg	Entalpía específica kJ/kg			Presión absoluta bar	Temperatura °C	Volumen específico dm³/kg	Entalpía específica kJ/kg		
p'_s	t_s	$\bar{v}_g$	h_f	h_{fg}	h_g	p'_s	t_s	$\bar{v}_g$	h_f	h_{fg}	h_g
0.1	45.833	14674.6	191.8	2392.9	2584.8	6.0	158.838	315.47	670.4	2085.0	2755.5
0.2	60.086	7649.8	251.5	2358.4	2609.9	6.2	160.123	305.85	676.0	2080.9	2756.9
0.3	69.124	5229.3	289.3	2336.1	2625.4	6.4	161.376	296.81	681.5	2076.8	2758.2
0.4	75.886	3993.4	317.7	2319.2	2636.9	6.6	162.598	288.30	686.8	2072.7	2759.5
						6.8	163.791	280.27	692.0	2068.8	2760.8
0.5	81.345	3240.2	340.6	2305.4	2646.0	7.0	164.956	272.68	697.1	2064.9	2762.0
0.6	85.954	2731.8	359.9	2293.6	2653.6	7.2	166.095	265.50	702.0	2061.1	2763.2
0.7	89.959	2364.7	376.8	2283.3	2660.1	7.4	167.209	258.70	706.9	2057.4	2764.3
0.8	93.512	2087.0	391.7	2274.0	2665.8	7.6	168.300	252.24	711.7	2053.7	2765.4
0.9	96.713	1869.2	405.2	2265.6	2670.9	7.8	169.368	246.10	716.3	2050.1	2766.4
1.0	99.632	1693.7	417.5	2257.9	2675.4	8.0	170.415	240.26	720.9	2046.5	2767.5
1.1	102.317	1549.2	428.8	2250.8	2679.6	8.2	171.441	234.69	725.4	2043.0	2768.5
1.2	104.808	1428.1	439.4	2244.1	2683.4	8.4	172.448	229.38	729.9	2039.6	2769.4
1.3	107.133	1325.1	449.2	2237.8	2687.0	8.6	173.436	224.30	734.2	2036.2	2770.4
1.4	109.315	1236.3	458.4	2231.9	2690.3	8.8	174.405	219.45	738.5	2032.8	2771.3
1.5	111.372	1159.0	467.1	2226.2	2693.4	9.0	175.358	214.81	742.6	2029.5	2772.1
1.6	113.320	1091.1	475.4	2220.9	2696.2	9.2	176.294	210.36	746.8	2026.2	2773.0
1.7	115.170	1030.9	483.2	2215.7	2699.0	9.4	177.214	206.10	750.8	2023.0	2773.8
1.8	116.933	977.23	490.7	2210.8	2701.5	9.6	178.119	202.01	754.8	2019.8	2774.6
1.9	118.617	929.00	497.8	2206.1	2704.0	9.8	179.009	198.07	758.7	2016.7	2775.4
2.0	120.231	885.44	504.7	2201.6	2706.3	10.0	179.884	194.29	762.6	2013.6	2776.2
2.1	121.780	845.90	511.3	2197.2	2708.5	10.5	182.015	185.45	772.0	2005.9	2778.0
2.2	123.270	809.89	517.6	2193.0	2710.6	11.0	184.067	177.38	781.1	1998.5	2779.7
2.3	124.705	776.81	523.7	2188.9	2712.6	11.5	186.048	169.99	789.9	1991.3	2781.3
2.4	126.091	746.45	529.6	2184.9	2714.5	12.0	187.961	163.20	798.4	1984.3	2782.7
2.5	127.430	718.44	535.3	2181.0	2716.4	12.5	189.814	156.93	806.7	1977.4	2784.1
2.6	128.727	692.51	540.9	2177.3	2718.2	13.0	191.609	151.13	814.7	1970.7	2785.4
2.7	129.984	668.44	546.2	2173.6	2719.9	13.5	193.350	145.74	822.5	1964.2	2786.6
2.8	131.203	646.04	551.4	2170.1	2721.5	14.0	195.042	140.72	830.1	1957.7	2787.8
2.9	132.388	625.13	556.5	2166.6	2723.1	14.5	196.688	136.04	837.5	1951.4	2788.9
3.0	133.540	605.56	561.4	2163.2	2724.7	15.0	198.289	131.66	844.7	1945.2	2789.9
3.1	134.661	587.22	566.2	2159.9	2726.1	15.5	199.850	127.55	851.7	1939.2	2790.8
3.2	135.753	569.99	570.9	2156.7	2727.6	16.0	201.372	123.69	858.6	1933.2	2791.7
3.3	136.819	553.76	575.5	2153.5	2729.0	16.5	202.857	120.05	865.3	1927.3	2792.6
3.4	137.858	538.46	579.9	2150.4	2730.3	17.0	204.307	116.62	871.8	1921.5	2793.4
3.5	138.873	524.00	584.3	2147.4	2731.6	17.5	205.725	113.38	878.3	1915.9	2794.1
3.6	139.865	510.32	588.5	2144.4	2732.9	18.0	207.111	110.32	884.6	1910.3	2794.8
3.7	140.835	497.36	592.7	2141.4	2734.1	18.5	208.468	107.41	890.7	1904.7	2795.5
3.8	141.784	485.05	596.8	2138.6	2735.3	19.0	209.797	104.65	896.8	1899.3	2796.1
3.9	142.713	473.36	600.8	2135.7	2736.5	19.5	211.099	102.03	902.8	1893.9	2796.7
4.0	143.623	462.22	604.7	2133.0	2737.6	20.0	212.375	99.536	908.6	1888.6	2797.2
4.2	145.390	441.50	612.3	2127.5	2739.8	21.0	214.855	94.890	920.0	1878.2	2798.2
4.4	147.090	422.60	619.6	2122.3	2741.9	22.0	217.244	90.652	931.0	1868.1	2799.1
4.6	148.729	405.28	626.7	2117.2	2743.9	23.0	219.552	86.769	941.6	1858.2	2799.8
4.8	150.313	389.36	633.5	2112.2	2745.7	24.0	221.783	83.199	951.9	1848.5	2800.4
5.0	151.844	374.68	640.1	2107.4	2747.5	25.0	223.943	79.905	962.0	1839.0	2800.9
5.2	153.327	361.08	646.5	2102.7	2749.3	26.0	226.037	76.856	971.7	1829.6	2801.4
5.4	154.765	348.46	652.8	2098.1	2750.9	27.0	228.071	74.025	981.2	1820.5	2801.7
5.6	156.161	336.71	658.8	2093.7	2752.5	28.0	230.047	71.389	990.5	1811.5	2802.0
5.8	157.518	325.74	664.7	2089.3	2754.0	29.0	231.969	68.928	999.5	1802.6	2802.2

A-12a. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada Unidades del S.I. (continuación)

Presión absoluta bar	Temperatura °C	Volumen específico dm³/kg	Entalpía específica kJ/kg			Presión absoluta bar	Temperatura °C	Volumen específico dm³/kg	Entalpía específica kJ/kg		
p'_s	t_s	v_g	h_f	h_{fg}	h_g	p'_s	t_s	v_g	h_f	h_{fg}	h_g
30.0	233.841	66.626	1008.4	1793.9	2802.3	90.0	303.306	20.495	1363.7	1380.9	2744.6
31.0	235.666	64.467	1017.0	1785.4	2802.3	92.0	304.887	19.964	1372.8	1368.6	2741.4
32.0	237.445	62.439	1025.4	1776.9	2802.3	94.0	306.443	19.455	1381.7	1356.3	2738.0
33.0	239.183	60.529	1033.7	1768.6	2802.3	96.0	307.973	18.965	1390.6	1344.1	2734.7
34.0	240.881	58.728	1041.8	1760.3	2802.1	98.0	309.479	18.494	1399.3	1331.9	2731.2
35.0	242.541	57.025	1049.8	1752.2	2802.0	100.0	310.961	18.041	1408.0	1319.7	2727.7
36.0	244.164	55.415	1057.6	1744.2	2801.7	104.0	313.858	17.184	1425.2	1295.3	2720.6
37.0	245.754	53.888	1065.2	1736.2	2801.4	108.0	316.669	16.385	1442.2	1270.9	2713.1
38.0	247.311	52.438	1072.7	1728.4	2801.1	112.0	319.402	15.639	1458.9	1246.5	2705.4
39.0	248.836	51.061	1080.1	1720.6	2800.8	116.0	322.059	14.940	1475.4	1222.0	2697.4
40.0	250.333	49.749	1087.4	1712.9	2800.3	120.0	324.646	14.283	1491.8	1197.4	2689.2
41.0	251.800	48.500	1094.6	1705.3	2799.9	124.0	327.165	13.664	1508.0	1172.6	2680.6
42.0	253.241	47.307	1101.6	1697.8	2799.4	128.0	329.621	13.078	1524.0	1147.6	2671.6
43.0	254.656	46.168	1108.5	1690.3	2798.9	132.0	332.018	12.523	1540.0	1122.3	2662.3
44.0	256.045	45.080	1115.4	1682.9	2798.3	136.0	334.357	11.996	1555.8	1096.7	2652.5
45.0	257.411	44.037	1122.1	1675.6	2797.7	140.0	336.641	11.495	1571.6	1070.7	2642.4
46.0	258.753	43.039	1128.8	1668.3	2797.0	144.0	338.874	11.017	1587.4	1044.4	2631.8
47.0	260.074	42.081	1135.3	1661.1	2796.4	148.0	341.057	10.561	1603.1	1017.6	2620.7
48.0	261.373	41.161	1141.8	1653.9	2795.7	152.0	343.193	10.125	1618.9	990.3	2609.2
49.0	262.652	40.278	1148.2	1646.8	2794.9	156.0	345.282	9.7072	1634.7	962.6	2597.3
50.0	263.911	39.429	1154.5	1639.7	2794.2	160.0	347.328	9.3076	1650.5	934.3	2584.9
52.0	266.373	37.824	1166.8	1625.7	2792.6	164.0	349.332	8.9248	1666.5	905.6	2572.1
54.0	268.763	36.334	1178.9	1611.9	2790.8	168.0	351.295	8.5535	1683.0	873.3	2556.3
56.0	271.086	34.947	1190.8	1598.2	2789.0	172.0	353.220	8.1912	1700.4	842.6	2543.0
58.0	273.347	33.651	1202.3	1584.7	2787.0	176.0	355.106	7.8395	1717.6	811.1	2528.7
60.0	275.550	32.438	1213.7	1571.3	2785.0	180.0	356.957	7.4977	1734.8	778.6	2513.4
62.0	277.697	31.300	1224.8	1558.0	2782.9	184.0	358.771	7.1647	1752.1	745.0	2497.1
64.0	279.791	30.230	1235.7	1544.9	2780.6	188.0	360.552	6.8386	1769.7	710.0	2479.7
66.0	281.837	29.223	1246.5	1531.9	2778.3	192.0	362.301	6.5173	1787.8	673.3	2461.0
68.0	283.835	28.272	1257.0	1518.9	2775.9	196.0	364.107	6.1979	1806.6	634.2	2440.7
70.0	285.790	27.373	1267.4	1506.0	2773.5	200.0	365.701	5.8767	1826.5	591.9	2418.4
72.0	287.702	26.522	1277.6	1493.3	2770.9	204.0	367.356	5.5485	1848.1	545.2	2393.3
74.0	289.574	25.715	1287.7	1480.5	2768.3	208.0	368.982	5.2051	1872.5	491.7	2364.3
76.0	291.408	24.949	1297.6	1467.9	2765.5	212.0	370.580	4.8314	1901.5	427.4	2328.9
78.0	293.205	24.220	1307.4	1455.3	2762.8	216.0	372.149	4.3919	1939.9	341.6	2281.6
80.0	294.968	23.525	1317.1	1442.8	2759.9	220.0	373.692	3.7279	2011.1	184.5	2195.6
82.0	296.697	22.863	1326.6	1430.3	2757.0						
84.0	298.394	22.231	1336.1	1417.9	2754.0	221.2	374.150	3.1700	2107.4	0.0	2107.4
86.0	300.060	21.627	1345.4	1405.5	2750.9						
88.0	301.697	21.049	1354.6	1393.2	2747.8						

Estas tablas de las propiedades del vapor de agua saturado y sobrecalentado se han extraído del "Steam Tables in S.I. Units — Thermodynamic Properties of Water and Steam", con la autorización de los autores y editores, la Central Electricity Generating Board.

Unidades y anotaciones

Característica	Símbolo	Unidad
Presión absoluta	p	bar ($10^5 N/m^2$) absoluto
Temperatura	t	°C
Volumen específico	v	dm^3/kg ($10^{-3} m^3/kg$)
Entalpía específica	h	kJ/kg (10^3 J/kg)

Para los valores de saturación se usan los siguientes subíndices:

s	saturación
f	líquido saturado
g	vapor saturado
fg	incremento debido a la evaporación

Presión absoluta = Presión manométrica + 1.013 bar aprox.

1 bar = $10^5 N/m^2$ = 14.5 lbf/pulgada² aproximadamente.

A-12b. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada*

Presión absoluta		Pulg Hg, de vacío	Temperatura	Entalpía del líquido	Calor latente de evaporación	Entalpía del vapor	Volumen específico $\overline{V}$	
libras/pulg² P'	pulg. Hg		t °F	Btu/lb.	Btu/lb.	h_g Btu/lb.	Agua pie³ por lb	Vapor pie³ por lb
0.08859	0.02	29.90	32.018	0.0003	1075.5	1075.5	0.016022	3302.4
0.10	0.20	29.72	35.023	3.026	1073.8	1076.8	0.016020	2945.5
0.15	0.31	29.61	45.453	13.498	1067.9	1081.4	0.016020	2004.7
0.20	0.41	29.51	53.160	21.217	1053.5	1084.7	0.016025	1526.3
0.25	0.51	29.41	59.323	27.382	1060.1	1087.4	0.016032	1235.5
0.30	0.61	29.31	64.484	32.541	1057.1	1089.7	0.016040	1039.7
0.35	0.71	29.21	68.939	36.992	1054.6	1091.6	0.016048	898.6
0.40	0.81	29.11	72.869	40.917	1052.4	1093.3	0.016056	792.1
0.45	0.92	29.00	76.387	44.430	1050.5	1094.9	0.016063	708.8
0.50	1.02	28.90	79.586	47.623	1048.6	1096.3	0.016071	641.5
0.60	1.22	28.70	85.218	53.245	1045.5	1098.7	0.016085	540.1
0.70	1.43	28.49	90.09	58.10	1042.7	1100.8	0.016099	466.94
0.80	1.63	28.29	94.38	62.39	1040.3	1102.6	0.016112	411.69
0.90	1.83	28.09	98.24	66.24	1038.1	1104.3	0.016124	368.43
1.0	2.04	27.88	101.74	69.73	1036.1	1105.8	0.016136	333.60
1.2	2.44	27.48	107.91	75.90	1032.6	1108.5	0.016158	280.96
1.4	2.85	27.07	113.26	81.23	1029.5	1110.7	0.016178	243.02
1.6	3.26	26.66	117.98	85.95	1026.8	1112.7	0.016196	214.33
1.8	3.66	26.26	122.22	90.18	1024.3	1114.5	0.016213	191.85
2.0	4.07	25.85	126.07	94.03	1022.1	1116.2	0.016230	173.76
2.2	4.48	25.44	129.61	97.57	1020.1	1117.6	0.016245	158.87
2.4	4.89	25.03	132.88	100.84	1018.2	1119.0	0.016260	146.40
2.6	5.29	24.63	135.93	103.88	1016.4	1120.3	0.016274	135.80
2.8	5.70	24.22	138.78	106.73	1014.7	1121.5	0.016287	126.67
3.0	6.11	23.81	141.47	109.42	1013.2	1122.6	0.016300	118.73
3.5	7.13	22.79	147.56	115.51	1009.6	1125.1	0.016331	102.74
4.0	8.14	21.78	152.96	120.92	1006.4	1127.3	0.016358	90.64
4.5	9.16	20.76	157.82	125.77	1003.5	1129.3	0.016384	83.03
5.0	10.18	19.74	162.24	130.20	1000.9	1131.1	0.016407	73.532
5.5	11.20	18.72	166.29	134.26	998.5	1132.7	0.016430	67.249
6.0	12.22	17.70	170.05	138.03	996.2	1134.2	0.016451	61.984
6.5	13.23	16.69	173.56	141.54	994.1	1135.6	0.016472	57.506
7.0	14.25	15.67	176.84	144.83	992.1	1136.9	0.016491	53.650
7.5	15.27	14.65	179.93	147.93	990.2	1138.2	0.016510	50.294
8.0	16.29	13.63	182.86	150.87	988.5	1139.3	0.016527	47.345
8.5	17.31	12.61	185.63	153.65	986.8	1140.4	0.016545	44.733
9.0	18.32	11.60	188.27	156.30	985.1	1141.4	0.016561	42.402
9.5	19.34	10.58	190.80	158.84	983.6	1142.4	0.016577	40.310
10.0	20.36	9.56	193.21	161.26	982.1	1143.3	0.016592	38.420
11.0	22.40	7.52	197.75	165.82	979.3	1145.1	0.016622	35.142
12.0	24.43	5.49	201.96	170.05	976.6	1146.7	0.016650	32.394
13.0	26.47	3.45	205.88	174.00	974.2	1148.2	0.016676	30.057
14.0	28.50	1.42	209.56	177.71	971.9	1149.6	0.016702	28.043

Presión Libras por pulg²		Temperatura	Entalpía del líquido	Calor latente de evaporación	Entalpía del vapor	Volumen específico $\overline{V}$	
Absoluta P'	Manométrica P	t °F	Btu/lb.	Btu/lb.	h_g Btu/lb.	Agua pie³ por lb	Vapor pie³ por lb
14.696	0.0	212.00	180.17	970.3	1150.5	0.016719	26.799
15.0	0.3	213.03	181.21	969.7	1150.9	0.016726	26.290
16.0	1.3	216.32	184.52	967.6	1152.1	0.016749	24.750
17.0	2.3	219.44	187.66	965.6	1153.2	0.016771	23.385
18.0	3.3	222.41	190.66	963.7	1154.3	0.016793	22.168
19.0	4.3	225.24	193.52	961.8	1155.3	0.016814	21.074
20.0	5.3	227.96	196.27	960.1	1156.3	0.016834	20.087
21.0	6.3	230.57	198.90	958.4	1157.3	0.016854	19.190
22.0	7.3	233.07	201.44	956.7	1158.1	0.016873	18.373
23.0	8.3	235.49	203.88	955.1	1159.0	0.016891	17.624
24.0	9.3	237.82	206.24	953.6	1159.8	0.016909	16.936
25.0	10.3	240.07	208.52	952.1	1160.6	0.016927	16.301
26.0	11.3	242.25	210.7	950.6	1161.4	0.016944	15.7138
27.0	12.3	244.36	212.9	949.2	1162.1	0.016961	15.1684
28.0	13.3	246.41	214.9	947.9	1162.8	0.016977	14.6607
29.0	14.3	248.40	217.0	946.5	1163.5	0.016993	14.1869
30.0	15.3	250.34	218.9	945.2	1164.1	0.017009	13.7436
31.0	16.3	252.22	220.8	943.9	1164.8	0.017024	13.3280
32.0	17.3	254.05	222.7	942.7	1165.4	0.017039	12.9376
33.0	18.3	255.84	224.5	941.5	1166.0	0.017054	12.5700
34.0	19.3	257.58	226.3	940.3	1166.6	0.017069	12.2234

*Extraídas de las "Tablas de vapor de agua", ASME (1967).

A-12b. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada (continuación)

Presión Libras por pulg² Absoluta P'	Presión Libras por pulg² Manométrica P	Temperatura t °F	Entalpía del líquido Btu/lb.	Calor latente de evaporación Btu/lb.	Entalpía del vapor h_g Btu/lb.	Volumen específico $\bar{V}$ Agua pie³ por lb	Volumen específico $\bar{V}$ Vapor pie³ por lb
35.0	20.3	259.29	228.0	939.1	1167.1	0.017083	11.8959
36.0	21.3	260.95	229.7	938.0	1167.7	0.017097	11.5860
37.0	22.3	262.58	231.4	936.9	1168.2	0.017111	11.2923
38.0	23.3	264.17	233.0	935.8	1168.8	0.017124	11.0136
39.0	24.3	265.72	234.6	934.7	1169.3	0.017138	10.7487
40.0	25.3	267.25	236.1	933.6	1169.8	0.017151	10.4965
41.0	26.3	268.74	237.7	932.6	1170.2	0.017164	10.2563
42.0	27.3	270.21	239.2	931.5	1170.7	0.017177	10.0272
43.0	28.3	271.65	240.6	930.5	1171.2	0.017189	9.8083
44.0	29.3	273.06	242.1	929.5	1171.6	0.017202	9.5991
45.0	30.3	274.44	243.5	928.6	1172.0	0.017214	9.3988
46.0	31.3	275.80	244.9	927.6	1172.5	0.017226	9.2070
47.0	32.3	277.14	246.2	926.6	1172.9	0.017238	9.0231
48.0	33.3	278.45	247.6	925.7	1173.3	0.017250	8.8465
49.0	34.3	279.74	248.9	924.8	1173.7	0.017262	8.6770
50.0	35.3	281.02	250.2	923.9	1174.1	0.017274	8.5140
51.0	36.3	282.27	251.5	923.0	1174.5	0.017285	8.3571
52.0	37.3	283.50	252.8	922.1	1174.9	0.017296	8.2061
53.0	38.3	284.71	254.0	921.2	1175.2	0.017307	8.0606
54.0	39.3	285.90	255.2	920.4	1175.6	0.017319	7.9203
55.0	40.3	287.08	256.4	919.5	1175.9	0.017329	7.7850
56.0	41.3	288.24	257.6	918.7	1176.3	0.017340	7.6543
57.0	42.3	289.38	258.8	917.8	1176.6	0.017351	7.5280
58.0	43.3	290.50	259.9	917.0	1177.0	0.017362	7.4059
59.0	44.3	291.62	261.1	916.2	1177.3	0.017372	7.2879
60.0	45.3	292.71	262.2	915.4	1177.6	0.017383	7.1736
61.0	46.3	293.79	263.3	914.6	1177.9	0.017393	7.0630
62.0	47.3	294.86	264.4	913.8	1178.2	0.017403	6.9558
63.0	48.3	295.91	265.5	913.0	1178.6	0.017413	6.8519
64.0	49.3	296.95	266.6	912.3	1178.9	0.017423	6.7511
65.0	50.3	297.98	267.6	911.5	1179.1	0.017433	6.6533
66.0	51.3	298.99	268.7	910.8	1179.4	0.017443	6.5584
67.0	52.3	299.99	269.7	910.0	1179.7	0.017453	6.4662
68.0	53.3	300.99	270.7	909.3	1180.0	0.017463	6.3767
69.0	54.3	301.96	271.7	908.5	1180.3	0.017472	6.2896
70.0	55.3	302.93	272.7	907.8	1180.6	0.017482	6.2050
71.0	56.3	303.89	273.7	907.1	1180.8	0.017491	6.1226
72.0	57.3	304.83	274.7	906.4	1181.1	0.017501	6.0425
73.0	58.3	305.77	275.7	905.7	1181.4	0.017510	5.9645
74.0	59.3	306.69	276.6	905.0	1181.6	0.017519	5.8885
75.0	60.3	307.61	277.6	904.3	1181.9	0.017529	5.8144
76.0	61.3	308.51	278.5	903.6	1182.1	0.017538	5.7423
77.0	62.3	309.41	279.4	902.9	1182.4	0.017547	5.6720
78.0	63.3	310.29	280.3	902.3	1182.6	0.017556	5.6034
79.0	64.3	311.17	281.3	901.6	1182.8	0.017565	5.5364
80.0	65.3	312.04	282.1	900.9	1183.1	0.017573	5.4711
81.0	66.3	312.90	283.0	900.3	1183.3	0.017582	5.4074
82.0	67.3	313.75	283.9	899.6	1183.5	0.017591	5.3451
83.0	68.3	314.60	284.8	899.0	1183.8	0.017600	5.2843
84.0	69.3	315.43	285.7	898.3	1184.0	0.017608	5.2249
85.0	70.3	316.26	286.5	897.7	1184.2	0.017617	5.1669
86.0	71.3	317.08	287.4	897.0	1184.4	0.017625	5.1101
87.0	72.3	317.89	288.2	896.4	1184.6	0.017634	5.0546
88.0	73.3	318.69	289.0	895.8	1184.8	0.017642	5.0004
89.0	74.3	319.49	289.9	895.2	1185.0	0.017651	4.9473
90.0	75.3	320.28	290.7	894.6	1185.3	0.017659	4.8953
91.0	76.3	321.06	291.5	893.9	1185.5	0.017667	4.8445
92.0	77.3	321.84	292.3	893.3	1185.7	0.017675	4.7947
93.0	78.3	322.61	293.1	892.7	1185.9	0.017684	4.7459
94.0	79.3	323.37	293.9	892.1	1186.0	0.017692	4.6982
95.0	80.3	324.13	294.7	891.5	1186.2	0.017700	4.6514
96.0	81.3	324.88	295.5	891.0	1186.4	0.017708	4.6055
97.0	82.3	325.63	296.3	890.4	1186.6	0.017716	4.5606
98.0	83.3	326.36	297.0	889.8	1186.8	0.017724	4.5166
99.0	84.3	327.10	297.8	889.2	1187.0	0.017732	4.4734
100.0	85.3	327.82	298.5	888.6	1187.2	0.017740	4.4310
101.0	86.3	328.54	299.3	888.1	1187.3	0.01775	4.3895
102.0	87.3	329.26	300.0	887.5	1187.5	0.01776	4.3487
103.0	88.3	329.97	300.8	886.9	1187.7	0.01776	4.3087
104.0	89.3	330.67	301.5	886.4	1187.9	0.01777	4.2695
105.0	90.3	331.37	302.2	885.8	1188.0	0.01778	4.2309
106.0	91.3	332.06	303.0	885.2	1188.2	0.01779	4.1931
107.0	92.3	332.75	303.7	884.7	1188.4	0.01779	4.1560
108.0	93.3	333.44	304.4	884.1	1188.5	0.01780	4.1195
109.0	94.3	334.11	305.1	883.6	1188.7	0.01781	4.0837

A-12b. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada (continuación)

Presión libras por pulg²		Temperatura	Entalpía del líquido	Calor latente de evaporación	Entalpía del vapor	Volumen específico $\overline{V}$	
Absoluta P'	Manométrica P	t egrees	Btu/lb.	Btu/lb.	h_g Btu/lb.	Agua pie³ por lb	Vapor pie³ por lb
110.0	95.3	334.79	305.8	883.1	1188.9	0.01782	4.0484
111.0	96.3	335.46	306.5	882.5	1189.0	0.01782	4.0138
112.0	97.3	336.12	307.2	882.0	1189.2	0.01783	3.9798
113.0	98.3	336.78	307.9	881.4	1189.3	0.01784	3.9464
114.0	99.3	337.43	308.6	880.9	1189.5	0.01785	3.9136
115.0	100.3	338.08	309.3	880.4	1189.6	0.01785	3.8813
116.0	101.3	338.73	309.9	879.9	1189.8	0.01786	3.8495
117.0	102.3	339.37	310.6	879.3	1189.9	0.01787	3.8183
118.0	103.3	340.01	311.3	878.8	1190.1	0.01787	3.7875
119.0	104.3	340.64	311.9	878.3	1190.2	0.01788	3.7573
120.0	105.3	341.27	312.6	877.8	1190.4	0.01789	3.7275
121.0	106.3	341.89	313.2	877.3	1190.5	0.01790	3.6983
122.0	107.3	342.51	313.9	876.8	1190.7	0.01790	3.6695
123.0	108.3	343.13	314.5	876.3	1190.8	0.01791	3.6411
124.0	109.3	343.74	315.2	875.8	1190.9	0.01792	3.6132
125.0	110.3	344.35	315.8	875.3	1191.1	0.01792	3.5857
126.0	111.3	344.95	316.4	874.8	1191.2	0.01793	3.5586
127.0	112.3	345.55	317.1	874.3	1191.3	0.01794	3.5320
128.0	113.3	346.15	317.7	873.8	1191.5	0.01794	3.5057
129.0	114.3	346.74	318.3	873.3	1191.6	0.01795	3.4799
130.0	115.3	347.33	319.0	872.8	1191.7	0.01796	3.4544
131.0	116.3	347.92	319.6	872.3	1191.9	0.01797	3.4293
132.0	117.3	348.50	320.2	871.8	1192.0	0.01797	3.4046
133.0	118.3	349.08	320.8	871.3	1192.1	0.01798	3.3802
134.0	119.3	349.65	321.4	870.8	1192.2	0.01799	3.3562
135.0	120.3	350.23	322.0	870.4	1192.4	0.01799	3.3325
136.0	121.3	350.79	322.6	869.9	1192.5	0.01800	3.3091
137.0	122.3	351.36	323.2	869.4	1192.6	0.01801	3.2861
138.0	123.3	351.92	323.8	868.9	1192.7	0.01801	3.2634
139.0	124.3	352.48	324.4	868.5	1192.8	0.01802	3.2411
140.0	125.3	353.04	325.0	868.0	1193.0	0.01803	3.2190
141.0	126.3	353.59	325.5	867.5	1193.1	0.01803	3.1972
142.0	127.3	354.14	326.1	867.1	1193.2	0.01804	3.1757
143.0	128.3	354.69	326.7	866.6	1193.3	0.01805	3.1546
144.0	129.3	355.23	327.3	866.2	1193.4	0.01805	3.1337
145.0	130.3	355.77	327.8	865.7	1193.5	0.01806	3.1130
146.0	131.3	356.31	328.4	865.2	1193.6	0.01806	3.0927
147.0	132.3	356.84	329.0	864.8	1193.8	0.01807	3.0726
148.0	133.3	357.38	329.5	864.3	1193.9	0.01808	3.0528
149.0	134.3	357.91	330.1	863.9	1194.0	0.01808	3.0332
150.0	135.3	358.43	330.6	863.4	1194.1	0.01809	3.0139
152.0	137.3	359.48	331.8	862.5	1194.3	0.01810	2.9760
154.0	139.3	360.51	332.8	861.6	1194.5	0.01812	2.9391
156.0	141.3	361.53	333.9	860.8	1194.7	0.01813	2.9031
158.0	143.3	362.55	335.0	859.9	1194.9	0.01814	2.8679
160.0	145.3	363.55	336.1	859.0	1195.1	0.01815	2.8336
162.0	147.3	364.54	337.1	858.2	1195.3	0.01817	2.8001
164.0	149.3	365.53	338.2	857.3	1195.5	0.01818	2.7674
166.0	151.3	366.50	339.2	856.5	1195.7	0.01819	2.7355
168.0	153.3	367.47	340.2	855.6	1195.8	0.01820	2.7043
170.0	155.3	368.42	341.2	854.8	1196.0	0.01821	2.6738
172.0	157.3	369.37	342.2	853.9	1196.2	0.01823	2.6440
174.0	159.3	370.31	343.2	853.1	1196.4	0.01824	2.6149
176.0	161.3	371.24	344.2	852.3	1196.5	0.01825	2.5864
178.0	163.3	372.16	345.2	851.5	1196.7	0.01826	2.5585
180.0	165.3	373.08	346.2	850.7	1196.9	0.01827	2.5312
182.0	167.3	373.98	347.2	849.9	1197.0	0.01828	2.5045
184.0	169.3	374.88	348.1	849.1	1197.2	0.01830	2.4783
186.0	171.3	375.77	349.1	848.3	1197.3	0.01831	2.4527
188.0	173.3	376.65	350.0	847.5	1197.5	0.01832	2.4276
190.0	175.3	377.53	350.9	846.7	1197.6	0.01833	2.4030
192.0	177.3	378.40	351.9	845.9	1197.8	0.01834	2.3790
194.0	179.3	379.26	352.8	845.1	1197.9	0.01835	2.3554
196.0	181.3	380.12	353.7	844.4	1198.1	0.01836	2.3322
198.0	183.3	380.96	354.6	843.6	1198.2	0.01838	2.3095
200.0	185.3	381.80	355.5	842.8	1198.3	0.01839	2.28728
205.0	190.3	383.88	357.7	840.9	1198.7	0.01841	2.23349
210.0	195.3	385.91	359.9	839.1	1199.0	0.01844	2.18217
215.0	200.3	387.91	362.1	837.2	1199.3	0.01847	2.13315
220.0	205.3	389.88	364.2	835.4	1199.6	0.01850	2.08629
225.0	210.3	391.80	366.2	833.6	1199.9	0.01852	2.04143
230.0	215.3	393.70	368.3	831.8	1200.1	0.01855	1.99846
235.0	220.3	395.56	370.3	830.1	1200.4	0.01857	1.95725
240.0	225.3	397.39	372.3	828.4	1200.6	0.01860	1.91769
245.0	230.3	399.19	374.2	826.6	1200.9	0.01863	1.87970

A-12b. Propiedades del vapor de agua saturado y agua saturada (conclusión)

Presión Libras por pulg² Absoluta P'	Manométrica P	Temperatura t °F	Entalpía del líquido Btu/lb.	Calor latente de evaporación Btu/lb.	Entalpía del vapor h_g Btu/lb.	Volumen específico $\bar{V}$ Agua pie³ por lb	Vapor pie³ por lb
250.0	235.3	400.97	376.1	825.0	1201.1	0.01865	1.84317
255.0	240.3	402.72	378.0	823.3	1201.3	0.01868	1.80802
260.0	245.3	404.44	379.9	821.6	1201.5	0.01870	1.77418
265.0	250.3	406.13	381.7	820.0	1201.7	0.01873	1.74157
270.0	255.3	407.80	383.6	818.3	1201.9	0.01875	1.71013
275.0	260.3	409.45	385.4	816.7	1202.1	0.01878	1.67978
280.0	265.3	411.07	387.1	815.1	1202.3	0.01880	1.65049
285.0	270.3	412.67	388.9	813.6	1202.4	0.01882	1.62218
290.0	275.3	414.25	390.6	812.0	1202.6	0.01885	1.59482
295.0	280.3	415.81	392.3	810.4	1202.7	0.01887	1.56835
300.0	285.3	417.35	394.0	808.9	1202.9	0.01889	1.54274
320.0	305.3	423.31	400.5	802.9	1203.4	0.01899	1.44801
340.0	325.3	428.99	406.8	797.0	1203.8	0.01908	1.36405
360.0	345.3	434.41	412.8	791.3	1204.1	0.01917	1.28910
380.0	365.3	439.61	418.6	785.8	1204.4	0.01925	1.22177
400.0	385.3	444.60	424.2	780.4	1204.6	0.01934	1.16095
420.0	405.3	449.40	429.6	775.2	1204.7	0.01942	1.10573
440.0	425.3	454.03	434.8	770.0	1204.8	0.01950	1.05535
460.0	445.3	458.50	439.8	765.0	1204.8	0.01959	1.00921
480.0	465.3	462.82	444.7	760.0	1204.8	0.01967	0.96677
500.0	485.3	467.01	449.5	755.1	1204.7	0.01975	0.92762
520.0	505.3	471.07	454.2	750.4	1204.5	0.01982	0.89137
540.0	525.3	475.01	458.7	745.7	1204.4	0.01990	0.85771
560.0	545.3	478.84	463.1	741.0	1204.2	0.01998	0.82637
580.0	565.3	482.57	467.5	736.5	1203.9	0.02006	0.79712
600.0	585.3	486.20	471.7	732.0	1203.7	0.02013	0.76975
620.0	605.3	489.74	475.8	727.5	1203.4	0.02021	0.74408
640.0	625.3	493.19	479.9	723.1	1203.0	0.02028	0.71995
660.0	645.3	496.57	483.9	718.8	1202.7	0.02036	0.69724
680.0	665.3	499.86	487.8	714.5	1202.3	0.02043	0.67581
700.0	685.3	503.08	491.6	710.2	1201.8	0.02050	0.65556
720.0	705.3	506.23	495.4	706.0	1201.4	0.02058	0.63639
740.0	725.3	509.32	499.1	701.9	1200.9	0.02065	0.61822
760.0	745.3	512.34	502.7	697.7	1200.4	0.02072	0.60097
780.0	765.3	515.30	506.3	693.6	1199.9	0.02080	0.58457
800.0	785.3	518.21	509.8	689.6	1199.4	0.02087	0.56896
820.0	805.3	521.06	513.3	685.5	1198.8	0.02094	0.55408
840.0	825.3	523.86	516.7	681.5	1198.2	0.02101	0.53988
860.0	845.3	526.60	520.1	677.6	1197.7	0.02109	0.52631
880.0	865.3	529.30	523.4	673.6	1197.0	0.02116	0.51333
900.0	885.3	531.95	526.7	669.7	1196.4	0.02123	0.50091
920.0	905.3	534.56	530.0	665.8	1195.7	0.02130	0.48901
940.0	925.3	537.13	533.2	661.9	1195.1	0.02137	0.47759
960.0	945.3	539.65	536.3	658.0	1194.4	0.02145	0.46662
980.0	965.3	542.14	539.5	654.2	1193.7	0.02152	0.45609
1000.0	985.3	544.58	542.6	650.4	1192.9	0.02159	0.44596
1050.0	1035.3	550.53	550.1	640.9	1191.0	0.02177	0.42224
1100.0	1085.3	556.28	557.5	631.5	1189.1	0.02195	0.40058
1150.0	1135.3	561.82	564.8	622.2	1187.0	0.02214	0.38073
1200.0	1185.3	567.19	571.9	613.0	1184.8	0.02232	0.36245
1250.0	1235.3	572.38	578.8	603.8	1182.6	0.02250	0.34556
1300.0	1285.3	577.42	585.6	594.6	1180.2	0.02269	0.32991
1350.0	1335.3	582.32	592.2	585.6	1177.8	0.02288	0.31536
1400.0	1385.3	587.07	598.8	567.5	1175.3	0.02307	0.30178
1450.0	1435.3	591.70	605.3	567.6	1172.9	0.02327	0.28909
1500.0	1485.3	596.20	611.7	558.4	1170.1	0.02346	0.27719
1600.0	1585.3	604.87	624.2	540.3	1164.5	0.02387	0.25545
1700.0	1685.3	613.13	636.5	522.2	1158.6	0.02428	0.23607
1800.0	1785.3	621.02	648.5	503.8	1152.3	0.02472	0.21861
1900.0	1885.3	628.56	660.4	485.2	1145.6	0.02517	0.20278
2000.0	1985.3	635.80	672.1	466.2	1138.3	0.02565	0.18831
2100.0	2085.3	642.76	683.8	446.7	1130.5	0.02615	0.17501
2200.0	2185.3	649.45	695.5	426.7	1122.2	0.02669	0.16272
2300.0	2285.3	655.89	707.2	406.0	1113.2	0.02727	0.15133
2400.0	2385.3	662.11	719.0	384.8	1103.7	0.02790	0.14076
2500.0	2485.3	668.11	731.7	361.6	1093.3	0.02859	0.13068
2600.0	2585.3	673.91	744.5	337.6	1082.0	0.02938	0.12110
2700.0	2685.3	679.53	757.3	312.3	1069.7	0.03029	0.11194
2800.0	2785.3	684.96	770.7	285.1	1055.8	0.03134	0.10305
2900.0	2885.3	690.22	785.1	254.7	1039.8	0.03262	0.09420
3000.0	2985.3	695.33	801.8	218.4	1020.3	0.03428	0.08500
3100.0	3085.3	700.28	834.0	169.3	993.3	0.03681	0.07452
3200.0	3185.3	705.08	875.5	56.1	931.6	0.04472	0.05663
3208.2	3193.5	705.47	906.0	0.0	906.0	0.05078	0.05078

A-13a. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado unidades S.I.

Presión absoluta bar p'	Temp. de sat. °C t_s		Temperatura de sobrecalentamiento total t°C										
			160	180	200	220	250	300	350	400	450	550	650
1.0	99.6	$\bar{v}$	1983.8	2078.3	2172.3	2266.0	2406.1	2638.7	2870.8	3102.5	3334.0	3796.5	4258.8
		h	2796.2	2835.8	2875.4	2915.0	2974.5	3074.5	3175.6	3278.2	3382.4	3595.6	3815.7
1.2	104.8	$\bar{v}$	1650.5	1729.7	1808.4	1886.7	2003.7	2197.9	2391.5	2584.7	2777.7	3163.4	3548.7
		h	2794.8	2834.6	2874.4	2914.1	2973.9	3074.0	3175.3	3277.9	3382.1	3595.4	3815.5
1.4	109.3	$\bar{v}$	1412.5	1480.7	1548.4	1615.7	1716.3	1883.0	2049.1	2214.9	2380.4	2711.1	3041.5
		h	2793.4	2833.5	2873.4	2913.3	2973.2	3073.5	3174.9	3277.6	3381.3	3595.2	3815.4
1.8	116.9	$\bar{v}$	1095.1	1148.7	1201.7	1254.4	1333.0	1463.1	1592.6	1721.8	1850.7	2108.1	2365.2
		h	2790.5	2831.1	2871.5	2911.7	2971.9	3072.6	3174.1	3277.0	3381.8	3594.9	3815.1
2.2	123.3	$\bar{v}$	893.09	937.36	981.13	1024.5	1089.1	1195.9	1302.1	1408.0	1513.6	1724.4	1934.9
		h	2787.7	2828.8	2869.5	2910.0	2970.6	3071.6	3173.4	3276.4	3380.8	3594.5	3814.8
2.6	128.7	$\bar{v}$	753.19	791.04	828.38	865.34	920.27	1010.9	1101.0	1190.7	1280.2	1458.7	1637.0
		h	2784.8	2826.4	2867.5	2908.3	2969.2	3070.6	3172.6	3275.8	3380.3	3594.1	3814.5
3.0	133.5	$\bar{v}$	650.57	683.72	716.35	748.59	796.44	875.29	953.52	1031.4	1109.0	1263.9	1418.5
		h	2781.8	2824.0	2865.5	2906.6	2967.9	3069.7	3171.9	3275.2	3379.8	3593.7	3814.2
4.0	143.6	$\bar{v}$	483.71	509.26	534.26	558.85	595.19	654.85	713.85	772.50	830.92	947.35	1063.4
		h	2774.2	2817.8	2860.4	2902.3	2964.5	3067.2	3170.0	3273.6	3378.5	3592.8	3813.5
5.0	151.8	$\bar{v}$	383.47	404.51	424.96	444.97	474.43	522.58	570.05	617.16	664.05	757.41	850.42
		h	2766.4	2811.4	2855.1	2898.0	2961.1	3064.8	3168.1	3272.1	3377.2	3591.8	3812.8
6.0	158.8	$\bar{v}$	316.55	334.61	352.04	369.02	393.91	434.39	474.19	513.61	552.80	630.78	708.41
		h	2758.2	2804.8	2849.7	2893.5	2957.6	3062.3	3166.2	3270.6	3376.0	3590.9	3812.1
7.0	165.0	$\bar{v}$		284.61	299.92	314.75	336.37	371.39	405.71	439.64	473.34	540.33	606.97
		h		2798.0	2844.2	2888.9	2954.0	3059.8	3164.3	3269.0	3374.7	3589.9	3811.4
8.0	170.4	$\bar{v}$		247.06	260.79	274.02	293.21	324.14	354.34	384.16	413.74	472.49	530.89
		h		2791.1	2838.6	2884.2	2950.4	3057.3	3162.4	3267.5	3373.4	3589.0	3810.7
9.0	175.4	$\bar{v}$		217.71	230.32	242.31	259.63	287.39	314.39	341.01	367.39	419.73	471.72
		h		2783.9	2832.7	2879.5	2946.8	3054.7	3160.5	3265.9	3372.1	3588.1	3810.0
10.0	179.9	$\bar{v}$		194.36	205.92	216.93	232.75	257.98	282.43	306.49	330.30	377.52	424.38
		h		2776.5	2826.8	2874.6	2943.0	3052.1	3158.5	3264.4	3370.8	3587.1	3809.3
11.0	184.1	$\bar{v}$			185.92	196.14	210.75	233.91	256.28	278.24	299.96	342.98	385.65
		h			2820.7	2869.6	2939.3	3049.6	3156.6	3262.9	3369.5	3586.2	3808.5
12.0	188.0	$\bar{v}$			169.23	178.80	192.40	213.85	234.49	254.70	274.68	314.20	353.38
		h			2814.4	2864.5	2935.4	3046.9	3154.6	3261.3	3368.2	3585.2	3807.8
13.0	191.6	$\bar{v}$			155.09	164.11	176.87	196.87	216.05	234.79	253.28	289.85	326.07
		h			2808.0	2859.3	2931.5	3044.3	3152.7	3259.7	3366.9	3584.3	3807.1
14.0	195.0	$\bar{v}$			142.94	151.50	163.55	182.32	200.24	217.72	234.95	268.98	302.66
		h			2801.4	2854.0	2927.6	3041.6	3150.7	3258.2	3365.6	3583.3	3806.4
16.0	201.4	$\bar{v}$				130.98	141.87	158.66	174.54	189.97	205.15	235.06	264.62
		h				2843.1	2919.4	3036.2	3146.7	3255.0	3363.0	3581.4	3805.0
18.0	207.1	$\bar{v}$				114.96	124.99	140.24	154.55	168.39	181.97	208.68	235.03
		h				2831.7	2911.0	3030.7	3142.7	3251.9	3360.4	3579.5	3803.6
20.0	212.4	$\bar{v}$				102.09	111.45	125.50	138.56	151.13	163.42	187.57	211.36
		h				2819.9	2902.4	3025.0	3138.6	3248.7	3357.8	3577.6	3802.1
22.0	217.2	$\bar{v}$				91.520	100.35	113.43	125.47	137.00	148.25	170.30	192.00
		h				2807.5	2893.4	3019.3	3134.5	3245.5	3355.2	3575.7	3800.7
24.0	221.8	$\bar{v}$					91.075	103.36	114.55	125.22	135.61	155.91	175.86
		h					2884.2	3013.4	3130.3	3242.3	3352.6	3573.8	3799.3

$\bar{v}$ = volumen específico, decímetros cúbicos por kilogramo
h = entalpía específica (calor total), kilojoules por kilogramo
Nota. Para convertir $\bar{v}$ (dm³/kg) a $\bar{v}$(m³/kg) divídanse los valores de $\bar{v}$ por 10^3

A-13a. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado unidades S.I. (continuación)

Presión absoluta bar p'	Temp. de sat. °C t_s		Temperatura de sobrecalentamiento t °C										
			260	280	300	320	340	380	420	460	500	550	650
26.0	226.0	$\bar{v}$	85.671	90.370	94.830	99.117	103.28	111.33	119.14	126.81	134.38	143.74	162.21
		h	2903.0	2956.7	3007.4	3056.0	3103.0	3194.3	3283.5	3372.1	3460.6	3571.9	3797.9
27.0	228.1	$\bar{v}$	82.111	86.695	91.036	95.199	99.232	107.03	114.58	121.99	129.30	138.33	156.14
		h	2898.7	2953.1	3004.4	3053.4	3100.8	3192.5	3282.0	3370.8	3459.5	3571.0	3797.1
28.0	230.0	$\bar{v}$	78.800	83.280	87.510	91.560	95.476	103.03	110.35	117.52	124.58	133.30	150.50
		h	2894.2	2949.5	3001.3	3050.8	3098.5	3190.7	3280.5	3369.5	3458.4	3570.0	3796.4
29.0	232.0	$\bar{v}$	75.714	80.098	84.226	88.170	91.978	99.315	106.41	113.35	120.18	128.62	145.26
		h	2889.7	2945.8	2998.2	3048.1	3096.2	3188.9	3279.0	3368.2	3457.3	3569.1	3795.7
30.0	233.8	$\bar{v}$	72.829	77.124	81.159	85.005	88.713	95.844	102.73	109.46	116.08	124.26	140.36
		h	2885.1	2942.0	2995.1	3045.4	3093.9	3187.0	3277.5	3367.0	3456.2	3568.1	3795.0
31.0	235.7	$\bar{v}$	70.125	74.340	78.287	82.043	85.657	92.596	99.286	105.82	112.24	120.17	135.78
		h	2880.5	2938.2	2991.9	3042.7	3091.5	3185.2	3276.0	3365.7	3455.1	3567.2	3794.3
32.0	237.4	$\bar{v}$	67.587	71.727	75.593	79.264	82.791	89.552	96.058	102.41	108.65	116.34	131.48
		h	2875.8	2934.4	2988.7	3040.0	3089.2	3183.4	3274.5	3364.4	3454.0	3566.2	3793.6
33.0	239.2	$\bar{v}$	65.198	69.269	73.061	76.652	80.098	86.691	93.026	99.200	105.27	112.74	127.45
		h	2871.0	2930.5	29.855	3037.3	3086.8	3181.5	3273.0	3363.1	3452.8	3565.3	3792.9
34.0	240.9	$\bar{v}$	62.945	66.954	70.675	74.193	77.563	83.998	90.171	96.183	102.09	109.36	123.65
		h	2866.2	2926.6	2982.2	3034.5	3084.4	3179.7	3721.5	3361.8	3451.7	3564.3	3792.1
36.0	244.2	$\bar{v}$	58.804	62.700	66.297	69.681	72.911	79.059	84.938	90.652	96.255	103.15	116.69
		h	2856.3	2918.6	2975.6	3028.9	3079.6	3175.9	3268.4	3359.2	3449.5	3562.4	3790.7
38.0	247.3	$\bar{v}$	55.082	58.885	62.372	65.639	68.746	74.638	80.255	85.702	91.038	97.596	110.46
		h	2846.1	2910.4	2968.9	3023.3	3074.8	3172.2	3265.4	3356.6	3447.2	3560.5	3789.3
40.0	250.3	$\bar{v}$	51.716	55.440	58.833	61.996	64.994	70.658	76.039	81.247	86.341	92.597	104.86
		h	2835.6	2902.0	2962.0	3017.5	3069.8	3168.4	3263.3	3354.0	3445.0	3558.6	3787.9
42.0	253.2	$\bar{v}$	48.654	52.314	55.625	58.696	61.597	67.055	72.224	77.216	82.092	88.075	99.787
		h	2824.8	2893.5	2955.0	3011.6	3064.8	3164.5	3259.2	3351.4	3442.7	3556.7	3786.4
44.0	256.0	$\bar{v}$	45.853	49.463	52.702	55.692	58.505	63.779	68.755	73.551	78.229	83.963	95.177
		h	2813.6	2884.7	2947.8	3005.7	3059.7	3160.6	3256.0	3348.8	3440.5	3554.7	3785.0
46.0	258.8	$\bar{v}$	43.278	46.849	50.027	52.944	55.679	60.785	65.587	70.204	74.702	80.209	90.967
		h	2802.0	2875.6	2940.5	2999.6	3054.6	3156.7	3252.9	3346.2	3438.2	3552.8	3783.6
48.0	261.4	$\bar{v}$		44.443	47.569	50.421	53.085	58.040	62.682	67.136	71.469	76.768	87.109
		h		2866.4	2933.1	2993.4	3049.4	3152.8	3249.7	3343.5	3435.9	3550.9	3782.1
50.0	263.9	$\bar{v}$		42.219	45.301	48.097	50.697	55.513	60.009	64.313	68.494	73.602	83.559
		h		2856.9	2925.5	2987.2	3044.1	3148.8	3246.5	3340.9	3433.7	3549.0	3780.7
52.0	266.4	$\bar{v}$		40.156	43.201	45.947	48.489	53.178	57.540	61.707	65.747	70.679	80.282
		h		2847.1	2917.8	2980.8	3038.7	3144.8	3243.3	3338.2	3431.4	3547.1	3779.3
54.0	268.8	$\bar{v}$		38.235	41.251	43.952	46.442	51.016	55.254	59.293	63.204	67.973	77.248
		h		2837.0	2909.8	2974.3	3033.3	3140.7	3240.1	3335.5	3429.1	3545.1	3777.8
56.0	271.1	$\bar{v}$		36.439	39.434	42.096	44.539	49.006	53.130	57.051	60.843	65.460	74.430
		h		2826.7	2901.7	2967.7	3027.7	3136.6	3236.9	3332.9	3426.8	3543.2	3776.4
58.0	273.3	$\bar{v}$		34.756	37.736	40.364	42.764	47.134	51.152	54.964	58.644	63.120	71.807
		h		2816.0	2893.5	2961.0	3022.2	3132.4	3233.6	3330.2	3424.5	3541.2	3775.0
60.0	275.5	$\bar{v}$		33.173	36.145	38.744	41.105	45.385	49.306	53.016	56.591	60.937	69.359
		h		2804.9	2885.0	2954.2	3016.5	3128.3	3230.3	3327.4	3422.2	3539.3	3773.5
64.0	279.8	$\bar{v}$		30.265	33.241	35.796	38.092	42.212	45.957	49.483	52.871	56.978	64.922
		h		2781.6	2867.5	2940.3	3004.9	3119.8	3223.7	3322.0	3417.6	3535.4	3770.7
68.0	283.8	$\bar{v}$			30.652	33.180	35.423	39.407	42.999	46.364	49.588	58.486	61.007
		h			2849.0	2925.8	2993.1	3111.1	3216.9	3316.5	3412.9	3531.5	3767.8
72.0	287.7	$\bar{v}$			28.321	30.839	33.041	36.910	40.368	43.591	46.668	50.381	57.527
		h			2829.5	2910.7	2980.8	3102.3	3210.1	3310.9	3408.2	3527.6	3764.9

A-13a. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado unidades S.I. (continuación)

Presión absoluta bar p'	Temp de sat. °C t_s		Temperatura de sobrecalentamiento t °C										
			340	360	380	400	420	440	460	500	550	600	650
76.0	291.4	$\bar{v}$	30.901	32.858	34.671	36.380	38.011	39.583	41.109	44.056	47.603	51.045	54.413
		h	2968.2	3033.4	3093.3	3149.6	3203.2	3254.9	3305.3	3403.5	3523.7	3642.9	3762.1
80.0	295.0	$\bar{v}$	28.965	30.885	32.652	34.310	35.888	37.405	38.874	41.704	45.102	48.394	51.611
		h	2955.3	3022.7	3084.2	3141.6	3196.2	3248.7	3299.7	3398.8	3519.7	3639.5	3759.2
84.0	298.4	$\bar{v}$	27.203	29.094	30.821	32.435	33.965	35.432	36.850	39.576	42.839	45.996	49.076
		h	2941.9	3011.7	3074.8	3133.5	3189.1	3242.3	3293.9	3394.0	3515.8	3636.2	3756.3
88.0	301.7	$\bar{v}$	25.592	27.459	29.153	30.727	32.215	33.638	35.009	37.640	40.782	43.815	46.771
		h	2928.0	3000.4	3065.3	3125.3	3181.9	3235.9	3288.2	3389.2	3511.8	3632.8	3753.4
92.0	304.9	$\bar{v}$	24.110	25.961	27.625	29.165	30.615	31.997	33.328	35.872	38.904	41.824	44.667
		h	2913.7	2988.9	3055.7	3117.0	3174.6	3229.4	3282.4	3384.4	3507.8	3629.4	3750.5
96.0	308.0	$\bar{v}$	22.740	24.581	26.221	27.730	29.146	30.493	31.785	34.252	37.182	39.999	42.738
		h	2898.8	2977.0	3045.8	3108.5	3167.2	3222.9	3276.5	3379.5	3503.9	3626.1	3747.6
100.0	311.0	$\bar{v}$	21.468	23.305	24.926	26.408	27.793	29.107	30.365	32.760	35.597	38.320	40.963
		h	2883.4	2964.8	3035.7	3099.9	3159.7	3216.2	3270.5	3374.6	3499.8	3622.7	3744.7
105.0	314.6	$\bar{v}$	19.997	21.838	23.440	24.893	26.245	27.521	28.741	31.054	33.786	36.401	38.935
		h	2863.1	2949.1	3022.8	3089.0	3150.2	3207.9	3263.1	3368.4	3494.8	3618.5	3741.1
110.0	318.0	$\bar{v}$	18.639	20.494	22.083	23.512	24.834	26.078	27.262	29.503	32.139	34.656	37.091
		h	2841.7	2932.8	3009.6	3077.8	3140.5	3199.4	3255.5	3362.2	3489.7	3614.2	3737.5
115.0	321.4	$\bar{v}$	17.376	19.255	20.838	22.247	23.543	24.758	25.911	28.086	30.635	33.063	35.408
		h	2819.0	2915.8	2996.0	3066.4	3130.7	3190.7	3247.8	3356.0	3484.7	3610.0	3733.9
120.0	324.6	$\bar{v}$	16.193	18.108	19.691	21.084	22.357	23.546	24.672	26.786	29.256	31.603	33.865
		h	2794.7	2898.1	2982.0	3054.8	3120.7	3182.0	3240.0	3349.6	3479.6	3605.7	3730.2
125.0	327.8	$\bar{v}$	15.077	17.041	18.629	20.010	21.264	22.429	23.530	25.590	27.987	30.259	32.446
		h	2768.7	2879.6	2967.6	3042.9	3110.5	3173.1	3232.2	3343.3	3474.4	3601.4	3726.6
130.0	330.8	$\bar{v}$	14.015	16.041	17.641	19.015	20.252	21.397	22.474	24.485	26.816	29.019	31.135
		h	2740.6	2860.2	2952.7	3030.7	3100.2	3164.1	3224.2	3336.8	3469.3	3597.1	3722.9
135.0	333.8	$\bar{v}$	12.994	15.102	16.720	18.090	19.313	20.439	21.496	23.461	25.731	27.870	29.922
		h	2709.9	2839.7	2937.3	3018.3	3089.7	3155.0	3216.2	3330.4	3464.1	3592.8	3719.3
140.0	336.6	$\bar{v}$	11.997	14.213	15.858	17.227	18.438	19.549	20.586	22.509	24.723	26.804	28.795
		h	2675.7	2818.1	2921.4	3005.6	3079.0	3145.8	3208.1	3323.8	3458.8	3588.5	3715.6
150.0	342.1	$\bar{v}$		12.562	14.282	15.661	16.857	17.940	18.946	20.795	22.909	24.884	26.768
		h		2770.8	2887.7	2979.1	3057.0	3126.9	3191.5	3310.6	3448.3	3579.8	3708.3
160.0	347.3	$\bar{v}$		11.036	12.871	14.275	15.464	16.527	17.506	19.293	21.320	23.203	24.994
		h		2716.5	2851.1	2951.3	3034.2	3107.5	3174.5	3297.1	3437.7	3571.0	3700.9
170.0	352.3	$\bar{v}$		9.5837	11.588	13.034	14.225	15.274	16.232	17.966	19.918	21.721	23.428
		h		2652.4	2811.0	2921.7	3010.5	3087.5	3157.2	3283.5	3427.0	3562.2	3693.5
180.0	357.0	$\bar{v}$		8.1042	10.405	11.913	13.115	14.155	15.096	16.785	18.670	20.403	22.037
		h		2568.7	2766.6	2890.3	2985.8	3066.9	3139.4	3269.6	3416.1	3553.4	3686.1
190.0	361.4	$\bar{v}$			9.2983	10.889	12.111	13.148	14.075	15.726	17.554	19.223	20.792
		h			2716.8	2856.7	2960.0	3045.6	3121.3	3255.4	3405.2	3544.5	3678.6
200.0	365.7	$\bar{v}$			8.2458	9.9470	11.197	12.236	13.154	14.771	16.548	18.161	19.672
		h			2660.2	2820.5	2932.9	3023.7	3102.7	3241.1	3394.1	3535.5	3671.1
210.0	369.8	$\bar{v}$			7.2076	9.0714	10.360	11.405	12.316	13.907	15.638	17.201	18.658
		h			2593.1	2781.3	2904.5	3001.0	3083.6	3226.5	3382.9	3526.5	3663.6
220.0	373.7	$\bar{v}$			6.1105	8.2510	9.5883	10.645	11.552	13.119	14.810	16.327	17.737
		h			2504.5	2738.8	2874.6	2977.5	3064.0	3211.7	3371.6	3517.4	3656.1

A-13b. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado*

$\overline{V}$ = Volumen específico, pie³ por libra
h_g = Entalpía del vapor; BTU por libra

Presión libras por pulg²		Temp. de sat.		Temperatura total °F (t)										
Abs. P'	Man. P	t		350°	400°	500°	600°	700°	800°	900°	1000°	1100°	1300°	1500°
15.0	0.3	213.03	$\overline{V}$	31.939	33.963	37.985	41.986	45.978	49.964	53.946	57.926	61.905	69.858	77.807
			h_g	1216.2	1239.9	1287.3	1335.2	1383.8	1433.2	1483.4	1534.5	1586.5	1693.2	1803.4
20.0	5.3	227.96	$\overline{V}$	23.900	25.428	28.457	31.466	34.465	37.458	40.447	43.435	46.420	52.388	58.352
			h_g	1215.4	1239.2	1286.9	1334.9	1383.5	1432.9	1483.2	1534.3	1586.3	1693.1	1803.3
30.0	15.3	250.34	$\overline{V}$	15.859	16.892	18.929	20.945	22.951	24.952	26.949	28.943	30.936	34.918	38.896
			h_g	1213.6	1237.8	1286.0	1334.2	1383.0	1432.5	1482.8	1534.0	1586.1	1692.9	1803.2
40.0	25.3	267.25	$\overline{V}$	11.838	12.624	14.165	15.685	17.195	18.699	20.199	21.697	23.194	26.183	29.168
			h_g	1211.7	1236.4	1285.0	1333.6	1382.5	1432.1	1482.5	1533.7	1585.8	1692.7	1803.0
50.0	35.3	281.02	$\overline{V}$	9.424	10.062	11.306	12.529	13.741	14.947	16.150	17.350	18.549	20.942	23.332
			h_g	1209.9	1234.9	1284.1	1332.9	1382.0	1431.7	1482.2	1533.4	1585.6	1692.5	1802.9
60.0	45.3	292.71	$\overline{V}$	7.815	8.354	9.400	10.425	11.438	12.446	13.450	14.452	15.452	17.448	19.441
			h_g	1208.0	1233.5	1283.2	1332.3	1381.5	1431.3	1481.8	1533.2	1585.3	1692.4	1802.8
70.0	55.3	302.93	$\overline{V}$	6.664	7.133	8.039	8.922	9.793	10.659	11.522	12.382	13.240	14.952	16.661
			h_g	1206.0	1232.0	1282.2	1331.6	1381.0	1430.9	1481.5	1532.9	1585.1	1692.2	1802.6
80.0	65.3	312.04	$\overline{V}$	5.801	6.218	7.018	7.794	8.560	9.319	10.075	10.829	11.581	13.081	14.577
			h_g	1204.0	1230.5	1281.3	1330.9	1380.5	1430.5	1481.1	1532.6	1584.9	1692.0	1802.5
90.0	75.3	320.28	$\overline{V}$	5.128	5.505	6.223	6.917	7.600	8.277	8.950	9.621	10.290	11.625	12.956
			h_g	1202.0	1228.9	1280.3	1330.2	1380.0	1430.1	1480.8	1532.3	1584.6	1691.8	1802.4
100.0	85.3	327.82	$\overline{V}$	4.590	4.935	5.588	6.216	6.833	7.443	8.050	8.655	9.258	10.460	11.659
			h_g	1199.9	1227.4	1279.3	1329.6	1379.5	1429.7	1480.4	1532.0	1584.4	1691.6	1802.2
120.0	105.3	341.27	$\overline{V}$	3.7815	4.0786	4.6341	5.1637	5.6813	6.1928	6.7006	7.2060	7.7096	8.7130	9.7130
			h_g	1195.6	1224.1	1277.4	1328.2	1378.4	1428.8	1479.8	1531.4	1583.9	1691.3	1802.0
140.0	125.3	353.04	$\overline{V}$	...	3.4661	3.9526	4.4119	4.8588	5.2995	5.7364	6.1709	6.6036	7.4652	8.3233
			h_g	...	1220.8	1275.3	1326.8	1377.4	1428.0	1479.1	1530.8	1583.4	1690.9	1801.7
160.0	145.3	363.55	$\overline{V}$	...	3.0060	3.4413	3.8480	4.2420	4.6295	5.0132	5.3945	5.7741	6.5293	7.2811
			h_g	...	1217.4	1273.3	1325.4	1376.4	1427.2	1478.4	1530.3	1582.9	1690.5	1801.4
180.0	165.3	373.08	$\overline{V}$	...	2.6474	3.0433	3.4093	3.7621	4.1084	4.4508	4.7907	5.1289	5.8014	6.4704
			h_g	...	1213.8	1271.2	1324.0	1375.3	1426.3	1477.7	1529.7	1582.4	1690.2	1801.2
200.0	185.3	381.80	$\overline{V}$	...	2.3598	2.7247	3.0583	3.3783	3.6915	4.0008	4.3077	4.6128	5.2191	5.8219
			h_g	...	1210.1	1269.0	1322.6	1374.3	1425.5	1477.0	1529.1	1581.9	1689.8	1800.9
220.0	205.3	389.88	$\overline{V}$	...	2.1240	2.4638	2.7710	3.0642	3.3504	3.6327	3.9125	4.1905	4.7426	5.2913
			h_g	...	1206.3	1266.9	1321.2	1373.2	1424.7	1476.3	1528.5	1581.4	1689.4	1800.6
240.0	225.3	397.39	$\overline{V}$	...	1.9268	2.2462	2.5316	2.8024	3.0661	3.3259	3.5831	3.8385	4.3456	4.8492
			h_g	...	1202.4	1264.6	1319.7	1372.1	1423.8	1475.6	1527.9	1580.9	1689.1	1800.4
260.0	245.3	404.44	$\overline{V}$	...	...	2.0619	2.3289	2.5808	2.8256	3.0663	3.3044	3.5408	4.0097	4.4750
			h_g	...	...	1262.4	1318.2	1371.1	1423.0	1474.9	1527.3	1580.4	1688.7	1800.1
280.0	265.3	411.07	$\overline{V}$	...	...	1.9037	2.1551	2.3909	2.6194	2.8437	3.0655	3.2855	3.7217	4.1543
			h_g	...	...	1260.0	1316.8	1370.0	1422.1	1474.2	1526.8	1579.9	1688.4	1799.8
300.0	285.3	417.35	$\overline{V}$	...	...	1.7665	2.0044	2.2263	2.4407	2.6509	2.8585	3.0643	3.4721	3.8764
			h_g	...	...	1257.7	1315.2	1368.9	1421.3	1473.6	1526.2	1579.4	1688.0	1799.6
320.0	305.3	423.31	$\overline{V}$	...	...	1.6462	1.8725	2.0823	2.2843	2.4821	2.6774	2.8708	3.2538	3.6332
			h_g	...	...	1255.2	1313.7	1367.8	1420.5	1472.9	1525.6	1578.9	1687.6	1799.3
340.0	325.3	428.99	$\overline{V}$	...	...	1.5399	1.7561	1.9552	2.1463	2.3333	2.5175	2.7000	3.0611	3.4186
			h_g	...	...	1252.8	1312.2	1366.7	1419.6	1472.2	1525.0	1578.4	1687.3	1799.0
360.0	345.3	434.41	$\overline{V}$	...	...	1.4454	1.6525	1.8421	2.0237	2.2009	2.3755	2.5482	2.8898	3.2279
			h_g	...	...	1250.3	1310.6	1365.6	1418.7	1471.5	1542.4	1577.9	1686.9	1798.8

*Extraídas de las "tablas de vapor de agua", ASME (1967)

A-13b. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado (continuación)

Presión libras por pulg²		Temp. de sat.		Temperatura total °F (t)										
Abs. P'	Man. P	t		500°	600°	700°	800°	900°	1000°	1100°	1200°	1300°	1400°	1500°
380.0	365.3	439.61	$\bar{V}$	1.3606	1.5598	1.7410	1.9139	2.0825	2.2484	2.4124	2.5750	2.7366	2.8973	3.0572
			h_g	1247.7	1309.0	1364.5	1417.9	1470.8	1523.8	1577.4	1631.6	1686.5	1742.2	1798.5
400.0	385.3	444.60	$\bar{V}$	1.2841	1.4763	1.6499	1.8151	1.9759	2.1339	2.2901	2.4450	2.5987	2.7515	2.9037
			h_g	1245.1	1307.4	1363.4	1417.0	1470.1	1523.3	1576.9	1631.2	1686.2	1741.9	1798.2
420.0	405.3	449.40	$\bar{V}$	1.2148	1.4007	1.5676	1.7258	1.8795	2.0304	2.1795	2.3273	2.4739	2.6196	2.7647
			h_g	1242.4	1305.8	1362.3	1416.2	1469.4	1522.7	1576.4	1630.8	1685.8	1741.6	1798.0
440.0	425.3	454.03	$\bar{V}$	1.1517	1.3319	1.4926	1.6445	1.7918	1.9363	2.0790	2.2203	2.3605	2.4998	2.6384
			h_g	1239.7	1304.2	1361.1	1415.3	1468.7	1522.1	1575.9	1630.4	1685.5	1741.2	1797.7
460.0	445.3	458.50	$\bar{V}$	1.0939	1.2691	1.4242	1.5703	1.7117	1.8504	1.9872	2.1226	2.2569	2.3903	2.5230
			h_g	1236.9	1302.5	1360.0	1414.4	1468.0	1521.5	1575.4	1629.9	1685.1	1740.9	1797.4
480.0	465.3	462.82	$\bar{V}$	1.0409	1.2115	1.3615	1.5023	1.6384	1.7716	1.9030	2.0330	2.1619	2.2900	2.4173
			h_g	1234.1	1300.8	1358.8	1413.6	1467.3	1520.9	1574.9	1629.5	1684.7	1740.6	1797.2
500.0	485.3	467.01	$\bar{V}$	0.9919	1.1584	1.3037	1.4397	1.5708	1.6992	1.8256	1.9507	2.0746	2.1977	2.3200
			h_g	1231.2	1299.1	1357.7	1412.7	1466.6	1520.3	1574.4	1629.1	1684.4	1740.3	1796.9
520.0	505.3	471.07	$\bar{V}$	0.9466	1.1094	1.2504	1.3819	1.5085	1.6323	1.7542	1.8746	1.9940	2.1125	2.2302
			h_g	1228.3	1297.4	1356.5	1411.8	1465.9	1519.7	1573.9	1628.7	1684.0	1740.0	1796.7
540.0	525.3	475.01	$\bar{V}$	0.9045	1.0640	1.2010	1.3284	1.4508	1.5704	1.6880	1.8042	1.9193	2.0336	2.1471
			h_g	1225.3	1295.7	1355.3	1410.9	1465.1	1519.1	1573.4	1628.2	1683.6	1739.7	1796.4
560.0	545.3	478.84	$\bar{V}$	0.8653	1.0217	1.1552	1.2787	1.3972	1.5129	1.6266	1.7388	1.8500	1.9603	2.0699
			h_g	1222.2	1293.9	1354.2	1410.0	1464.4	1518.6	1572.9	1627.8	1683.3	1739.4	1796.1
580.0	565.3	482.57	$\bar{V}$	0.8287	0.9824	1.1125	1.2324	1.3473	1.4593	1.5693	1.6780	1.7855	1.8921	1.9980
			h_g	1219.1	1292.1	1353.0	1409.2	1463.7	1518.0	1572.4	1627.4	1682.9	1739.1	1795.9
600.0	585.3	486.20	$\bar{V}$	0.7944	0.9456	1.0726	1.1892	1.3008	1.4093	1.5160	1.6211	1.7252	1.8284	1.9309
			h_g	1215.9	1290.3	1351.8	1408.3	1463.0	1517.4	1571.9	1627.0	1682.6	1738.8	1795.6
650.0	635.3	494.89	$\bar{V}$	0.7173	0.8634	0.9835	1.0929	1.1969	1.2979	1.3969	1.4944	1.5909	1.6864	1.7813
			h_g	1207.6	1285.7	1348.7	1406.0	1461.2	1515.9	1570.7	1625.9	1681.6	1738.0	1794.9
700.0	685.3	503.08	$\bar{V}$	...	0.7928	0.9072	1.0102	1.1078	1.2023	1.2948	1.3858	1.4757	1.5647	1.6530
			h_g	...	1281.0	1345.6	1403.7	1459.4	1514.4	1569.4	1624.8	1680.7	1737.2	1794.3
750.0	735.3	510.84	$\bar{V}$	...	0.7313	0.8409	0.9386	1.0306	1.1195	1.2063	1.2916	1.3759	1.4592	1.5419
			h_g	...	1276.1	1342.5	1401.5	1457.6	1512.9	1568.2	1623.8	1679.8	1736.4	1793.6
800.0	785.3	518.21	$\bar{V}$	...	0.6774	0.7828	0.8759	0.9631	1.0470	1.1289	1.2093	1.2885	1.3669	1.4446
			h_g	...	1271.1	1339.3	1399.1	1455.8	1511.4	1566.9	1622.7	1678.9	1735.7	1792.9
850.0	835.3	525.24	$\bar{V}$	...	0.6296	0.7315	0.8205	0.9034	0.9830	1.0606	1.1366	1.2115	1.2855	1.3588
			h_g	...	1265.9	1336.0	1396.8	1454.0	1510.0	1565.7	1621.6	1678.0	1734.9	1792.3
900.0	885.3	531.95	$\bar{V}$	...	0.5869	0.6858	0.7713	0.8504	0.9262	0.9998	1.0720	1.1430	1.2131	1.2825
			h_g	...	1260.6	1332.7	1394.4	1452.2	1508.5	1564.4	1620.6	1677.1	1734.1	1791.6
950.0	935.3	538.39	$\bar{V}$	...	0.5485	0.6449	0.7272	0.8030	0.8753	0.9455	1.0142	1.0817	1.1484	1.2143
			h_g	...	1255.1	1329.3	1392.0	1450.3	1507.0	1563.2	1619.5	1676.2	1733.3	1791.0
1000.0	985.3	544.58	$\bar{V}$	...	0.5137	0.6080	0.6875	0.7603	0.8295	0.8966	0.9622	1,0266	1.0901	1.1529
			h_g	...	1249.3	1325.9	1389.6	1448.5	1505.4	1561.9	1618.4	1675.3	1732.5	1790.3
1050.0	1035.3	550.53	$\bar{V}$	...	0.4821	0.5745	0.6515	0.7216	0.7881	0.8524	0.9151	0.9767	1.0373	1.0973
			h_g	...	1243.4	1322.4	1387.2	1446.6	1503.9	1560.7	1617.4	1674.4	1731.8	1789.6
1100.0	1085.3	556.28	$\bar{V}$	...	0.4531	0.5440	0.6188	0.6865	0.7505	0.8121	0.8723	0.9313	0.9894	1.0468
			h_g	...	1237.3	1318.8	1384.7	1444.7	1502.4	1559.4	1616.3	1673.5	1731.0	1789.0
1150.0	1135.3	561.82	$\bar{V}$	...	0.4263	0.5162	0.5889	0.6544	0.7161	0.7754	0.8332	0.8899	0.9456	1.0007
			h_g	...	1230.9	1315.2	1382.2	1442.8	1500.9	1558.1	1615.2	1672.6	1730.2	1788.3

A-13b. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado (conclusión)

Presión libras por pulg²		Temp. de sat.		Temperatura total °F (t)										
Abs. P'	Man. P	t		650°	700°	750°	800°	900°	1000°	1100°	1200°	1300°	1400°	1500°
1200.0	1185.3	567.19	$\bar{V}$	0.4497	0.4905	0.5273	0.5615	0.6250	0.6845	0.7418	0.7974	0.8519	0.9055	0.9584
			h_g	1271.8	1311.5	1346.9	1379.7	1440.9	1499.4	1556.9	1614.2	1671.6	1729.4	1787.6
1300.0	1285.3	577.42	$\bar{V}$	0.4052	0.4451	0.4804	0.5129	0.5729	0.6287	0.6822	0.7341	0.7847	0.8345	0.8836
			h_g	1261.9	1303.9	1340.8	1374.6	1437.1	1496.3	1554.3	1612.0	1669.8	1727.9	1786.3
1400.0	1385.3	587.07	$\bar{V}$	0.3667	0.4059	0.4400	0.4712	0.5282	0.5809	0.6311	0.6798	0.7272	0.7737	0.8195
			h_g	1251.4	1296.1	1334.5	1369.3	1433.2	1493.2	1551.8	1609.9	1668.0	1726.3	1785.0
1500.0	1485.3	596.20	$\bar{V}$	0.3328	0.3717	0.4049	0.4350	0.4894	0.5394	0.5869	0.6327	0.6773	0.7210	0.7639
			h_g	1240.2	1287.9	1328.0	1364.0	1429.2	1490.1	1549.2	1607.7	1666.2	1724.8	1783.7
1600.0	1585.3	604.87	$\bar{V}$	0.3026	0.3415	0.3741	0.4032	0.4555	0.5031	0.5482	0.5915	0.6336	0.6748	0.7153
			h_g	1228.3	1279.4	1321.4	1358.5	1425.2	1486.9	1546.6	1605.6	1664.3	1723.2	1782.3
1700.0	1685.3	613.13	$\bar{V}$	0.2754	0.3147	0.3468	0.3751	0.4255	0.4711	0.5140	0.5552	0.5951	0.6341	0.6724
			h_g	1215.3	1270.5	1314.5	1352.9	1421.2	1483.8	1544.0	1603.4	1662.5	1721.7	1781.0
1800.0	1785.3	621.02	$\bar{V}$	0.2505	0.2906	0.3223	0.3500	0.3988	0.4426	0.4836	0.5229	0.5609	0.5980	0.6343
			h_g	1201.2	1261.1	1307.4	1347.2	1417.1	1480.6	1541.4	1601.2	1660.7	1720.1	1779.7
1900.0	1885.3	628.56	$\bar{V}$	0.2274	0.2687	0.3004	0.3275	0.3749	0.4171	0.4565	0.4940	0.5303	0.5656	0.6002
			h_g	1185.7	1251.3	1300.2	1341.4	1412.9	1477.4	1538.8	1599.1	1658.8	1718.6	1778.4
2000.0	1985.3	635.80	$\bar{V}$	0.2056	0.2488	0.2805	0.3072	0.3534	0.3942	0.4320	0.4680	0.5027	0.5365	0.5695
			h_g	1168.3	1240.9	1292.6	1335.4	1408.7	1474.1	1536.2	1596.9	1657.0	1717.0	1777.1
2100.0	2085.3	642.76	$\bar{V}$	0.1847	0.2304	0.2624	0.2888	0.3339	0.3734	0.4099	0.4445	0.4778	0.5101	0.5418
			h_g	1148.5	1229.8	1284.9	1329.3	1404.4	1470.9	1533.6	1594.7	1655.2	1715.4	1775.7
2200.0	2185.3	649.45	$\bar{V}$	0.1636	0.2134	0.2458	0.2720	0.3161	0.3545	0.3897	0.4231	0.4551	0.4862	0.5165
			h_g	1123.9	1218.0	1276.8	1323.1	1400.0	1467.6	1530.9	1592.5	1653.3	1713.9	1774.4
2300.0	2285.3	655.89	$\bar{V}$	...	0.1975	0.2305	0.2566	0.2999	0.3372	0.3714	0.4035	0.4344	0.4643	0.4935
			h_g	...	1205.3	1268.4	1316.7	1395.7	1464.2	1528.3	1590.3	1651.5	1712.3	1773.1
2400.0	2385.3	662.11	$\bar{V}$	...	0.1824	0.2164	0.2424	0.2850	0.3214	0.3545	0.3856	0.4155	0.4443	0.4724
			h_g	...	1191.6	1259.7	1310.1	1391.2	1460.9	1525.6	1588.1	1649.6	1710.8	1771.8
2500.0	2485.3	668.11	$\bar{V}$	...	0.1681	0.2032	0.2293	0.2712	0.3068	0.3390	0.3692	0.3980	0.4259	0.4529
			h_g	...	1176.7	1250.6	1303.4	1386.7	1457.5	1522.9	1585.9	1647.8	1709.2	1770.4
2600.0	2585.3	673.91	$\bar{V}$	...	0.1544	0.1909	0.2171	0.2585	0.2933	0.3247	0.3540	0.3819	0.4088	0.4350
			h_g	...	1160.2	1241.1	1296.5	1382.1	1454.1	1520.2	1583.7	1646.0	1707.7	1769.1
2700.0	2685.3	679.53	$\bar{V}$	...	0.1411	0.1794	0.2058	0.2468	0.2809	0.3114	0.3399	0.3670	0.3931	0.4184
			h_g	...	1142.0	1231.1	1289.5	1377.5	1450.7	1517.5	1581.5	1644.1	1706.1	1767.8
2800.0	2785.3	684.96	$\bar{V}$	...	0.1278	0.1685	0.1952	0.2358	0.2693	0.2991	0.3268	0.3532	0.3785	0.4030
			h_g	...	1121.2	1220.6	1282.2	1372.8	1447.2	1514.8	1579.3	1642.2	1704.5	1766.5
2900.0	2885.3	690.22	$\bar{V}$	...	0.1138	0.1581	0.1853	0.2256	0.2585	0.2877	0.3147	0.3403	0.3649	0.3887
			h_g	...	1095.3	1209.6	1274.7	1368.0	1443.7	1512.1	1577.0	1640.4	1703.0	1765.2
3000.0	2985.3	695.33	$\bar{V}$	...	0.0982	0.1483	0.1759	0.2161	0.2484	0.2770	0.3033	0.3282	0.3522	0.3753
			h_g	...	1060.5	1197.9	1267.0	1363.2	1440.2	1509.4	1574.8	1638.5	1701.4	1763.8
3100.0	3085.3	700.28	$\bar{V}$	...	...	0.1389	0.1671	0.2071	0.2390	0.2670	0.2927	0.3170	0.3403	0.3628
			h_g	...	...	1185.4	1259.1	1358.4	1436.7	1506.6	1572.6	1636.7	1699.8	1762.5
3200.0	3185.3	705.08	$\bar{V}$	...	...	0.1300	0.1588	0.1987	0.2301	0.2576	0.2827	0.3065	0.3291	0.3510
			h_g	...	...	1172.3	1250.9	1353.4	1433.1	1503.8	1570.3	1634.8	1698.3	1761.2
3300.0	3285.3	...	$\bar{V}$	...	...	0.1213	0.1510	0.1908	0.2218	0.2488	0.2734	0.2966	0.3187	0.3400
			h_g	...	...	1158.2	1242.5	1348.4	1429.5	1501.0	1568.1	1623.9	1696.7	1759.9
3400.0	3385.3	...	$\bar{V}$	...	...	0.1129	0.1435	0.1834	0.2140	0.2405	0.2646	0.2872	0.3088	0.3296
			h_g	...	...	1143.2	1233.7	1343.4	1425.9	1498.3	1565.8	1631.1	1695.1	1758.5

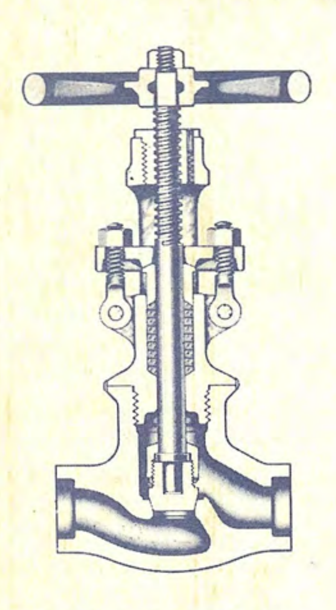
A-14b. Propiedades del vapor de agua sobrecalentado y agua comprimida*

$\overline{V}$ = Volumen específico, pie³ por libra
h_g = Entalpía del vapor; BTU por libra

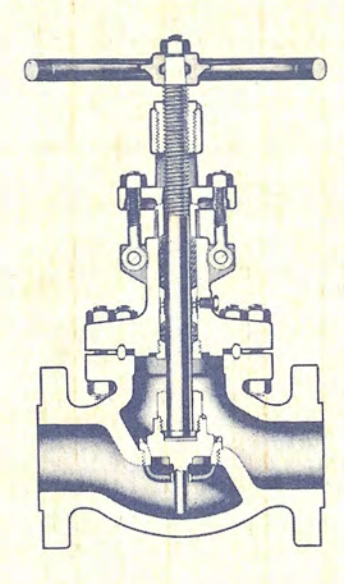
Presión absoluta libras/pulg²		Temperatura total grados Fahrenheit (t)												
		200°	400°	500°	600°	700°	800°	900°	1000°	1100°	1200°	1300°	1400°	1500°
3500	$\overline{V}$	0.0164	0.0183	0.0199	0.0225	0.0307	0.1364	0.1764	0.2066	0.2326	0.2563	0.2784	0.2995	0.3198
	h_g	176.0	379.1	487.6	608.4	779.4	1224.6	1338.2	1422.2	1495.5	1563.6	1629.2	1693.6	1757.2
3600	$\overline{V}$	0.0164	0.0183	0.0198	0.0225	0.0302	0.1296	0.1697	0.1996	0.2252	0.2485	0.2702	0.2908	0.3106
	h_g	176.3	379.3	487.6	608.1	775.1	1215.3	1333.0	1418.6	1492.6	1561.3	1627.3	1692.0	1755.9
3800	$\overline{V}$	0.0164	0.0183	0.0198	0.0224	0.0294	0.1169	0.1574	0.1868	0.2116	0.2340	0.2549	0.2746	0.2936
	h_g	176.7	379.5	487.7	607.5	768.4	1195.5	1322.4	1411.2	1487.0	1556.8	1623.6	1688.9	1753.2
4000	$\overline{V}$	0.0164	0.0182	0.0198	0.0223	0.0287	0.1052	0.1463	0.1752	0.1994	0.2210	0.2411	0.2601	0.2783
	h_g	177.2	379.8	487.7	606.9	763.0	1174.3	1311.6	1403.6	1481.3	1552.2	1619.8	1685.7	1750.6
4200	$\overline{V}$	0.0164	0.0182	0.0197	0.0222	0.0282	0.0945	0.1362	0.1647	0.1883	0.2093	0.2287	0.2470	0.2645
	h_g	177.6	380.1	487.8	606.4	758.6	1151.6	1300.4	1396.0	1475.5	1547.6	1616.1	1682.6	1748.0
4400	$\overline{V}$	0.0164	0.0182	0.0197	0.0222	0.0278	0.0846	0.1270	0.1552	0.1782	0.1986	0.2174	0.2351	0.2519
	h_g	178.1	380.4	487.9	605.9	754.8	1127.3	1289.0	1388.3	1469.7	1543.0	1612.3	1679.4	1745.3
4600	$\overline{V}$	0.0164	0.0182	0.0197	0.0221	0.0274	0.0751	0.1186	0.1465	0.1691	0.1889	0.2071	0.2242	0.2404
	h_g	178.5	380.7	487.9	605.5	751.5	1100.0	1277.2	1380.5	1463.9	1538.4	1608.5	1676.3	1742.7
4800	$\overline{V}$	0.0164	0.0182	0.0196	0.0220	0.0271	0.0665	0.1109	0.1385	0.1606	0.1800	0.1977	0.2142	0.2299
	h_g	179.0	380.9	488.0	605.0	748.6	1071.2	1265.2	1372.6	1458.0	1533.8	1604.7	1673.1	1740.0
5200	$\overline{V}$	0.0164	0.0181	0.0196	0.0219	0.0265	0.0531	0.0973	0.1244	0.1458	0.1642	0.1810	0.1966	0.2114
	h_g	179.9	381.5	488.2	604.3	743.7	1016.9	1240.4	1356.6	1446.2	1524.5	1597.2	1666.8	1734.7
5600	$\overline{V}$	0.0163	0.0181	0.0195	0.0217	0.0260	0.0447	0.0856	0.1124	0.1331	0.1508	0.1667	0.1815	0.1954
	h_g	180.8	382.1	488.4	603.6	739.6	975.0	1214.8	1340.2	1434.3	1515.2	1589.6	1660.5	1729.5
6000	$\overline{V}$	0.0163	0.0180	0.0195	0.0216	0.0256	0.0397	0.0757	0.1020	0.1221	0.1391	0.1544	0.1684	0.1817
	h_g	181.7	382.7	488.6	602.9	736.1	945.1	1188.8	1323.6	1422.3	1505.9	1582.0	1654.2	1724.2
6500	$\overline{V}$	0.0163	0.0180	0.0194	0.0215	0.0252	0.0358	0.0655	0.0909	0.1104	0.1266	0.1411	0.1544	0.1669
	h_g	182.9	383.4	488.9	602.3	732.4	919.5	1156.3	1302.7	1407.3	1494.2	1572.5	1646.4	1717.6
7000	$\overline{V}$	0.0163	0.0180	0.0193	0.0213	0.0248	0.0334	0.0573	0.0816	0.1004	0.1160	0.1298	0.1424	0.1542
	h_g	184.0	384.2	489.3	601.7	729.3	901.8	1124.9	1281.7	1392.2	1482.6	1563.1	1638.6	1711.1
7500	$\overline{V}$	0.0163	0.0179	0.0193	0.0212	0.0245	0.0318	0.0512	0.0737	0.0918	0.1068	0.1200	0.1321	0.1433
	h_g	185.2	384.9	489.6	601.3	726.6	889.0	1097.7	1261.0	1377.2	1471.0	1553.7	1630.8	1704.6
8000	$\overline{V}$	0.0162	0.0179	0.0192	0.0211	0.0242	0.0306	0.0465	0.0671	0.0845	0.0989	0.1115	0.1230	0.1338
	h_g	186.3	385.7	490.0	600.9	724.3	879.1	1074.3	1241.0	1362.2	1459.6	1544.5	1623.1	1698.1
9000	$\overline{V}$	0.0162	0.0178	0.0191	0.0209	0.0237	0.0288	0.0402	0.0568	0.0724	0.0858	0.0975	0.1081	0.1179
	h_g	188.6	387.3	490.9	600.3	720.4	864.7	1037.6	1204.1	1333.0	1437.1	1526.3	1607.9	1685.3
10000	$\overline{V}$	0.0161	0.0177	0.0189	0.0207	0.0233	0.0276	0.0362	0.0495	0.0633	0.0757	0.0865	0.0963	0.1054
	h_g	190.9	388.9	491.8	600.0	717.5	854.5	1011.3	1172.6	1305.3	1415.3	1508.6	1593.1	1672.8
11000	$\overline{V}$	0.0161	0.0176	0.0188	0.0205	0.0229	0.0267	0.0335	0.0443	0.0562	0.0676	0.0776	0.0868	0.0952
	h_g	193.2	390.5	492.8	599.9	715.1	846.9	992.1	1146.3	1280.2	1394.4	1491.5	1578.7	1660.6
12000	$\overline{V}$	0.0161	0.0176	0.0187	0.0203	0.0226	0.0260	0.0317	0.0405	0.0508	0.0610	0.0704	0.0790	0.0869
	h_g	195.5	392.1	493.9	599.9	713.3	841.0	977.8	1124.5	1258.0	1374.7	1475.1	1564.9	1648.8
13000	$\overline{V}$	0.0160	0.0175	0.0186	0.0201	0.0223	0.0253	0.0302	0.0376	0.0466	0.0558	0.0645	0.0725	0.0799
	h_g	197.8	393.8	495.0	600.1	711.9	836.3	966.8	1106.7	1238.5	1356.5	1459.4	1551.6	1637.4
14000	$\overline{V}$	0.0160	0.0174	0.0185	0.0200	0.0220	0.0248	0.0291	0.0354	0.0432	0.0515	0.0595	0.0670	0.0740
	h_g	200.1	395.5	496.2	600.5	710.8	832.6	958.0	1092.3	1221.4	1340.2	1444.4	1538.8	1626.5
15000	$\overline{V}$	0.0159	0.0174	0.0184	0.0198	0.0218	0.0244	0.0282	0.0337	0.0405	0.0479	0.0552	0.0624	0.0690
	h_g	202.4	397.2	497.4	600.9	710.0	829.5	950.9	1080.6	1206.8	1326.0	1430.3	1526.4	1615.9
15500	$\overline{V}$	0.0159	0.0173	0.0184	0.0198	0.0217	0.0242	0.0278	0.0329	0.0393	0.0464	0.0534	0.0603	0.0668
	h_g	203.6	398.1	498.1	601.2	709.7	828.2	947.8	1075.7	1200.3	1319.6	1423.6	1520.4	1610.8

*Extraídas de la "Tablas de vapor de agua", ASME (1967)

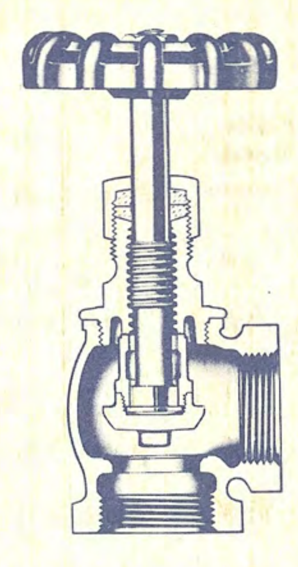
A-15. Tipos de válvulas



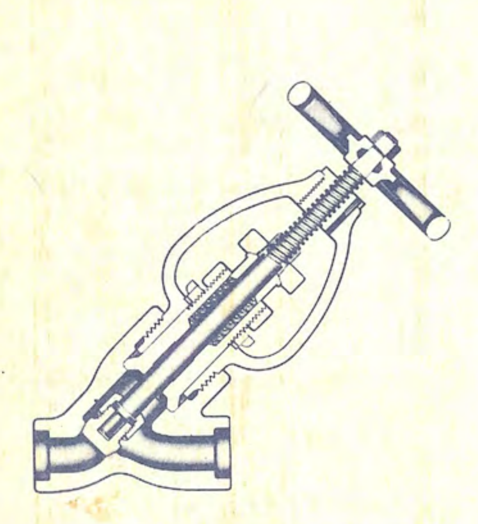
Válvula de globo convencional



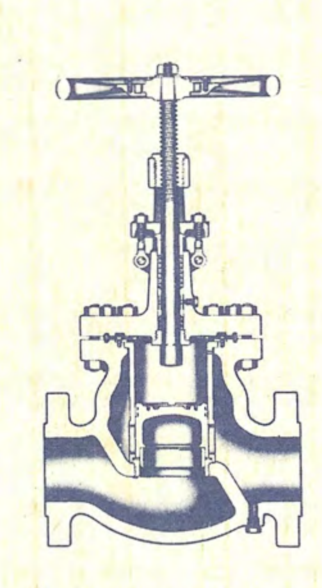
Válvula de globo convencional con obturador guiado



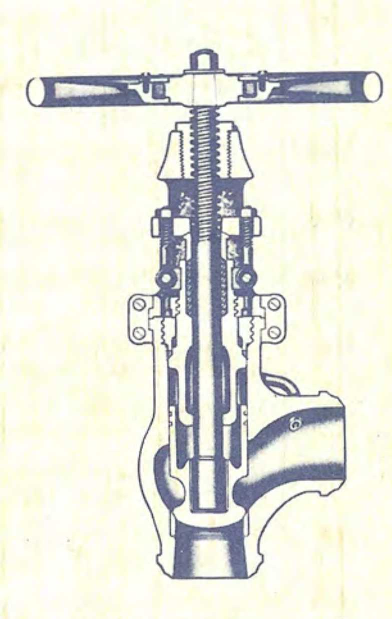
Válvula angular de globo convencional



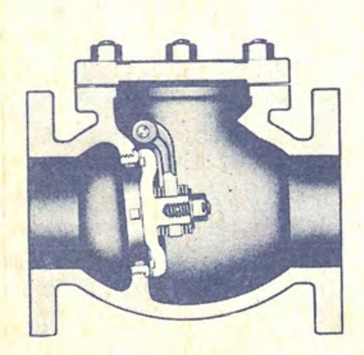
Válvula de globo, modelo en Y, con vástago a 45°



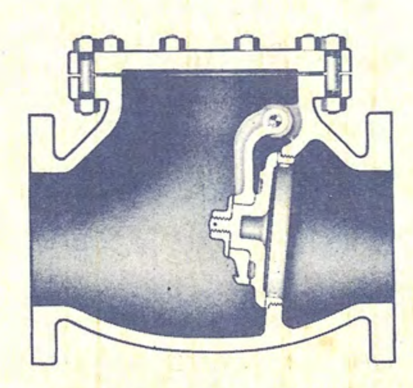
Válvula de retención y cierre, de paso recto



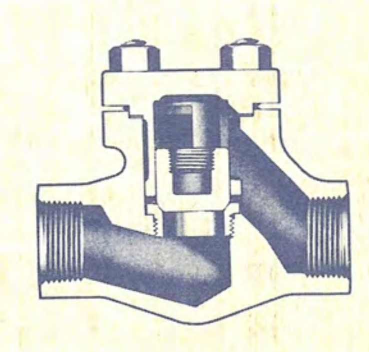
Válvula de retención y cierre, de paso angular



Válvula de retención convencional, de obturador oscilante

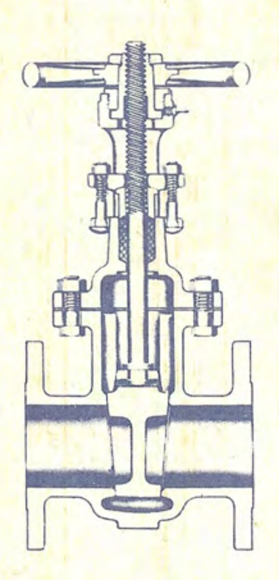


Válvula de retención de paso total con obturador oscilante

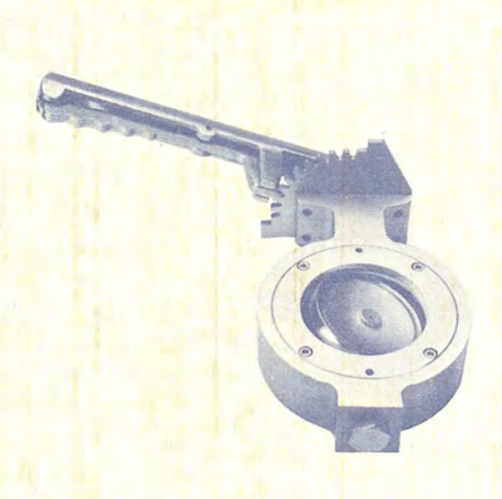


Válvula de retención de paso recto, con obturador ascendente

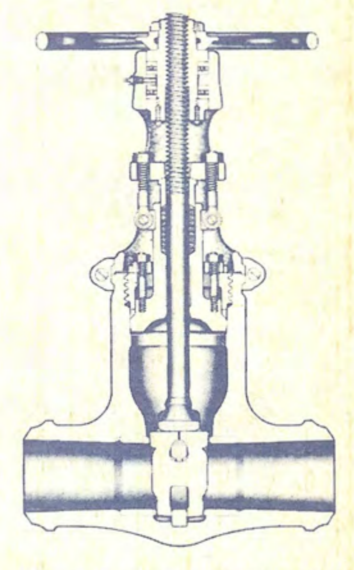
A-15. Tipos de válvulas (continuación)



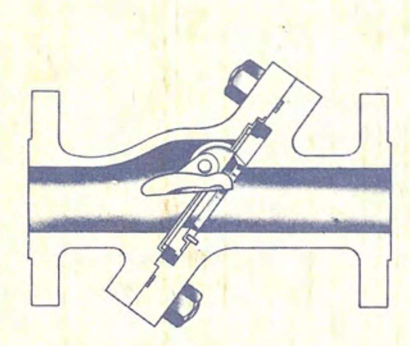
Válvula de compuerta de cuña (tapa atornillada)



Válvula de mariposa de rendimiento alto



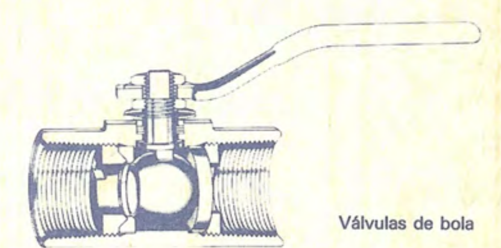
Válvula de compuerta de cuña flexible (tapa con sello a presión)



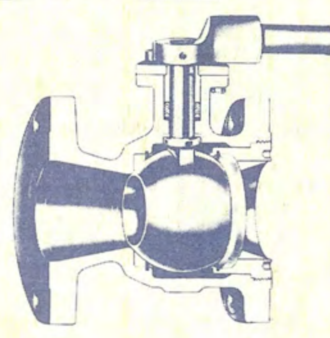
Válvula de retención de disco basculante

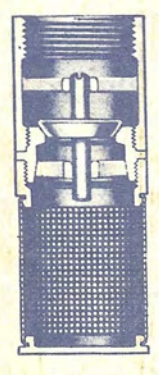


Válvula de mariposa sin bridas

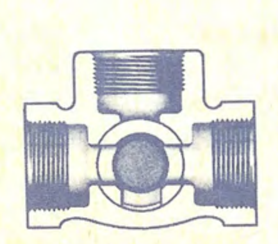


Válvulas de bola



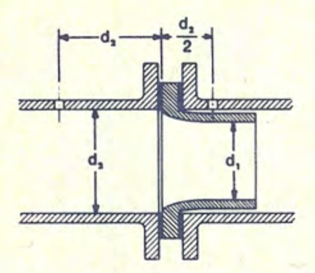


Válvulas de pie tipos oscilante y ascendente



Llave de tres vías
Vistas exterior y en sección

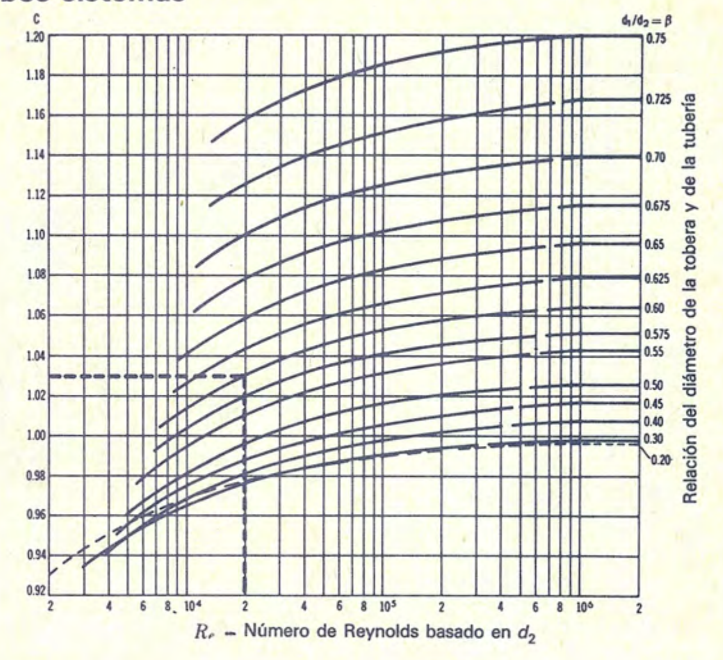
A-16. Coeficiente de flujo *C* para toberas para ambos sistemas



Sentido de flujo ⟶

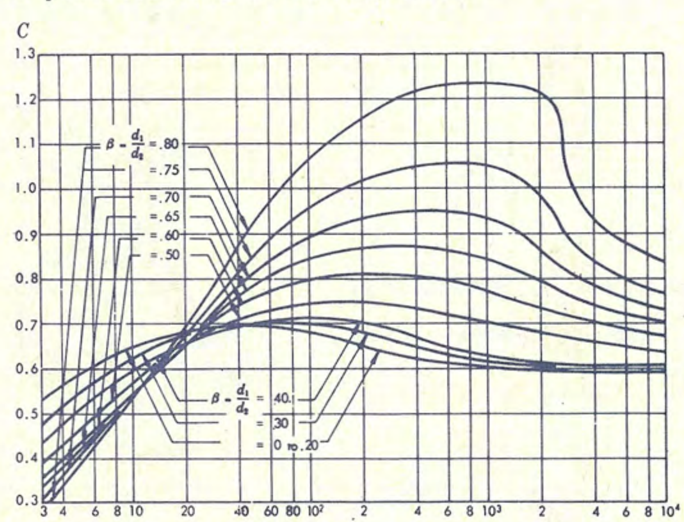
$$C = \frac{C_d}{\sqrt{1-\beta^4}}$$

Ejemplo: El coeficiente de flujo C para una relación de diámetros β de 0.60 con un número de Reynolds de 20 000 (2×10^4) es igual a 1.03.

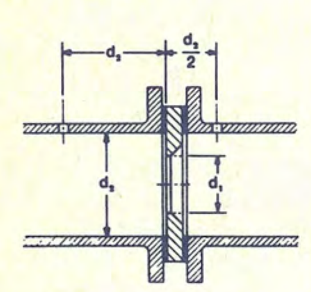


R_e — Número de Reynolds basado en d_2

A-17. Coeficiente de flujo *C* para orificios de cantos vivos[9,17]



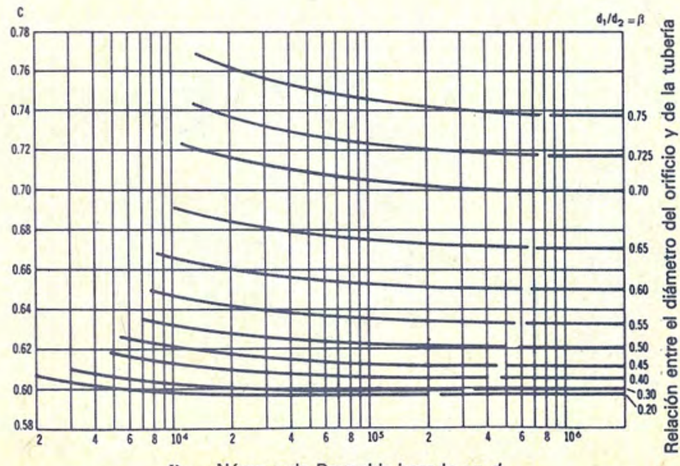
R_e — Número de Reynolds basado en d_2



Sentido de flujo ⟶

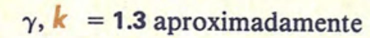
$$C = \frac{C_d}{\sqrt{1-\beta^4}}$$

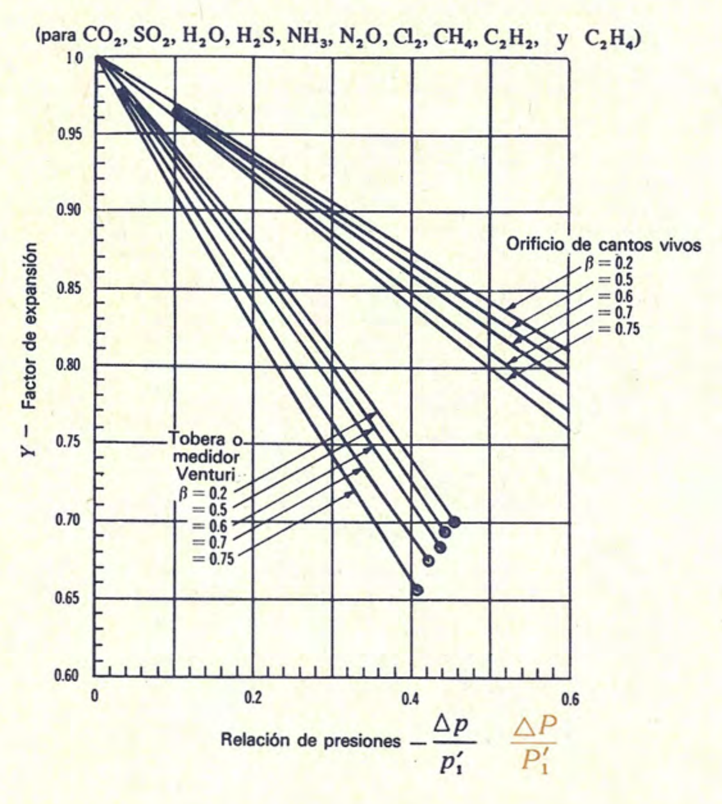
$$K_{\text{orificio}} \simeq \frac{1-\beta^2}{C^2\beta^4}$$

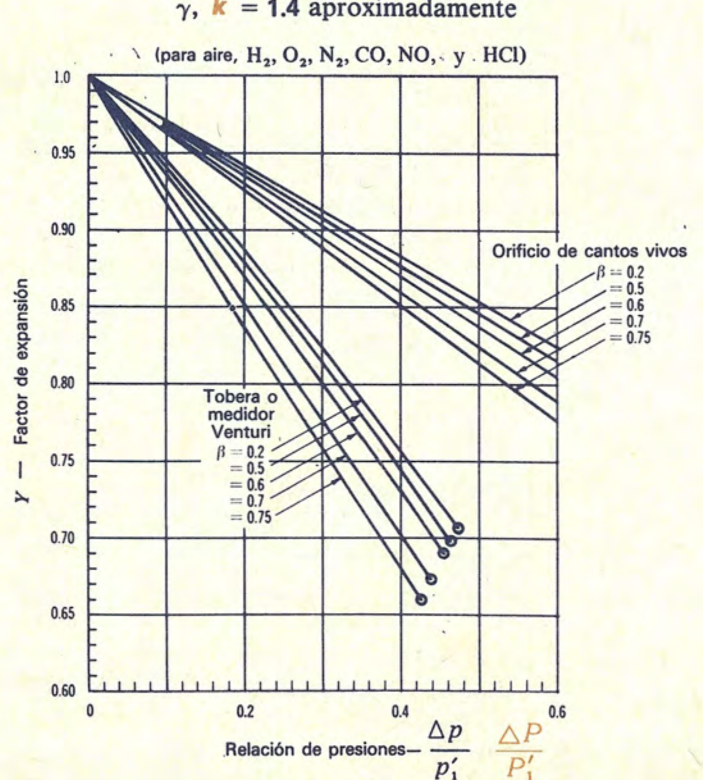


R_e — Número de Reynolds basado en d_2

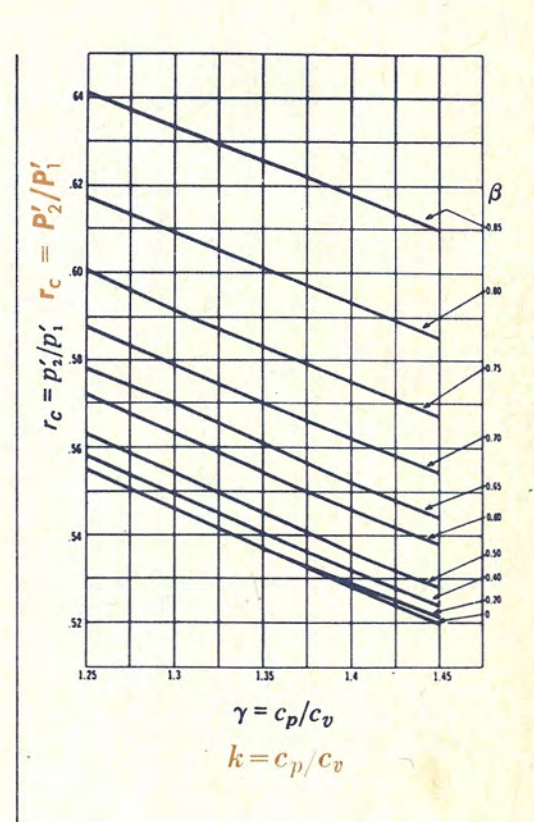
A-18. Factor neto de expansión, Y para flujo compresible en toberas y orificios[9]







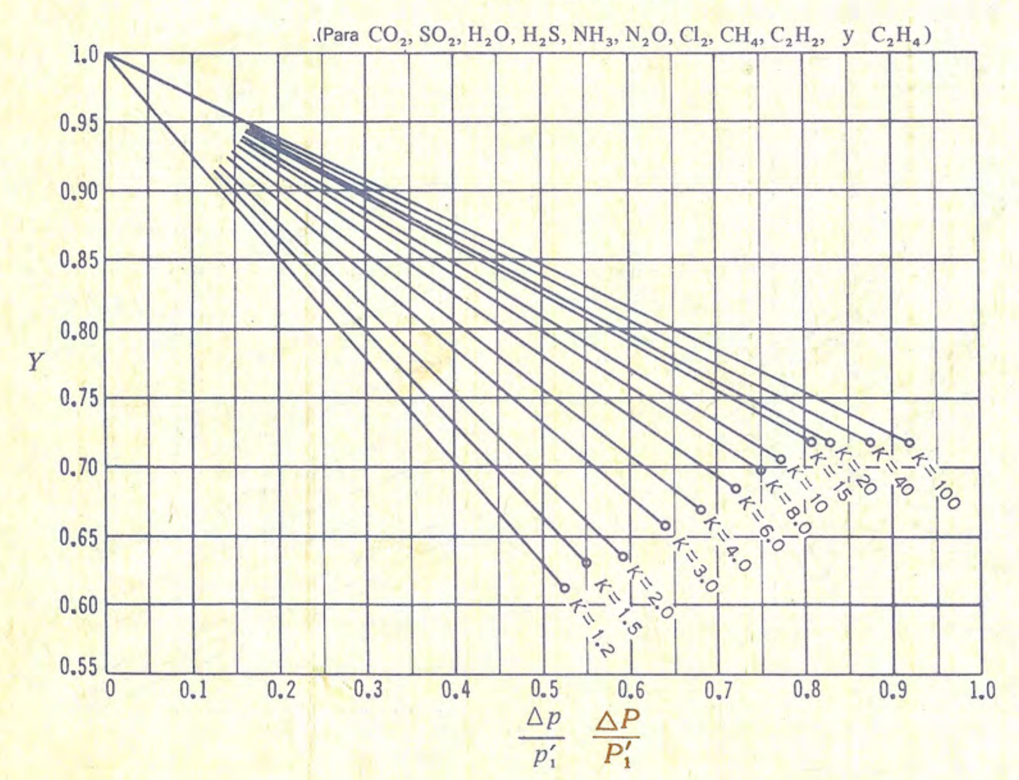
A-19. Relación crítica de presiones, r_c para flujo compresible en toberas y tubos Venturi[9]



A-20. Factor neto de expansión *Y* para flujo compresible de una tubería hacia zonas de mayor sección



(Para CO_2, SO_2, H_2O, H_2S, NH_3, N_2O, Cl_2, CH_4, C_2H_2, y C_2H_4)



$\frac{\Delta p}{p'_1}$ $\frac{\Delta P}{P'_1}$

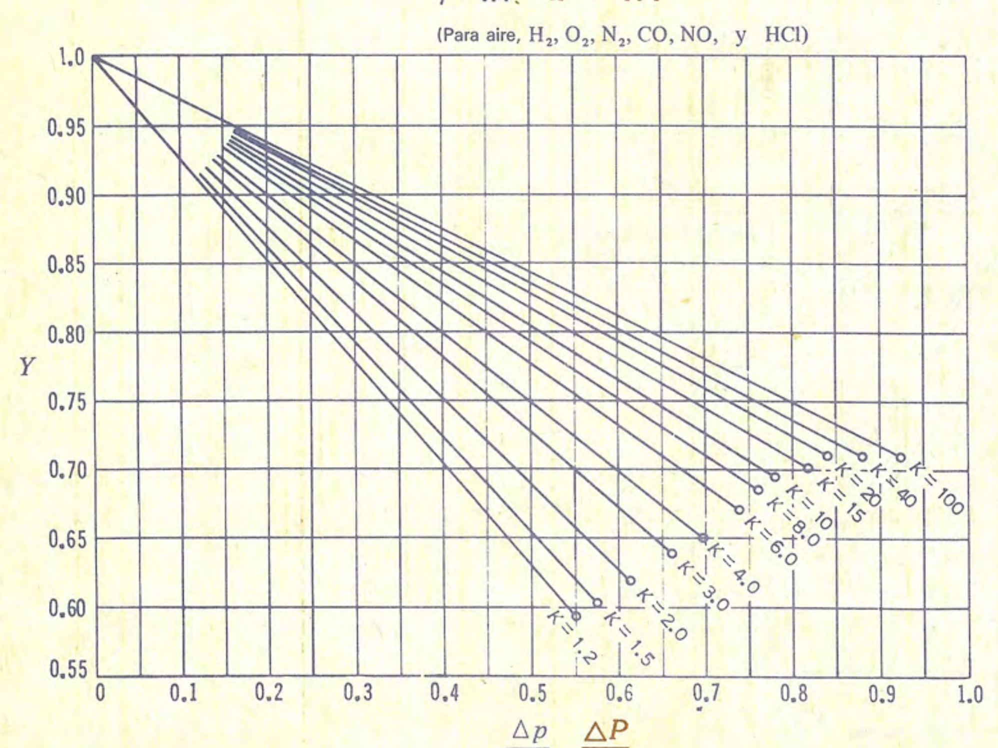
Factores límites para velocidad sónica

$\gamma = 1.3$
$k = 1.3$

K	$\frac{\Delta p}{p'_1}$	Y
1.2	.525	.612
1.5	.550	.631
2.0	.593	.635
3	.642	.658
4	.678	.670
6	.722	.685
8	.750	.698
10	.773	.705
15	.807	.718
20	.831	.718
40	.877	.718
100	.920	.718

$\gamma = 1.4$ $k = 1.4$

(Para aire, H_2, O_2, N_2, CO, NO, y HCl)



$\frac{\Delta p}{p'_1}$ $\frac{\Delta P}{P'_1}$

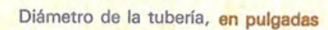
Factores límites para velocidad sónica

$\gamma = 1.4$
$k = 1.4$

K	$\frac{\Delta p}{p'_1}$	Y
1.2	.552	.588
1.5	.576	.606
2.0	.612	.622
3	.662	.639
4	.697	.649
6	.737	.671
8	.762	.685
10	.784	.695
15	.818	.702
20	.839	.710
40	.883	.710
100	.926	.710

$\frac{\Delta p}{p'_1} = \frac{\Delta P}{P'_1}$

A-21a. Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total



Diámetro de la tubería, en pulgadas: 1 2 3 4 5 6 8 10 20 30 40 50 60 80 100 200 300

Rugosidad relativa — $\frac{\varepsilon}{d}$: .05 .04 .03 .02 .01 .008 .006 .005 .004 .003 .002 .001 .0008 .0006 .0005 .0004 .0003 .0002 .0001 .00008 .00006 .00005 .00004 .00003 .00002 .00001 .000008 .000006 .000005

f — para turbulencia total, tuberías rugosas: .07 .06 .05 .04 .035 .03 .025 .02 .018 .016 .014 .012 .01 .009 .008

ACERO REMACHADO

HORMIGÓN

MADERA

HIERRO FUNDIDO

HIERRO GALVANIZADO

HIERRO FUNDIDO ASFALTADO

ACERO COMERCIAL

TUBO ESTIRADO

∈ = 9.1

∈ = 3.0

∈ = .91

∈ = .30

∈ = .26

∈ = .18

∈ = .15

∈ = .12

∈ = .05

∈ = .0015

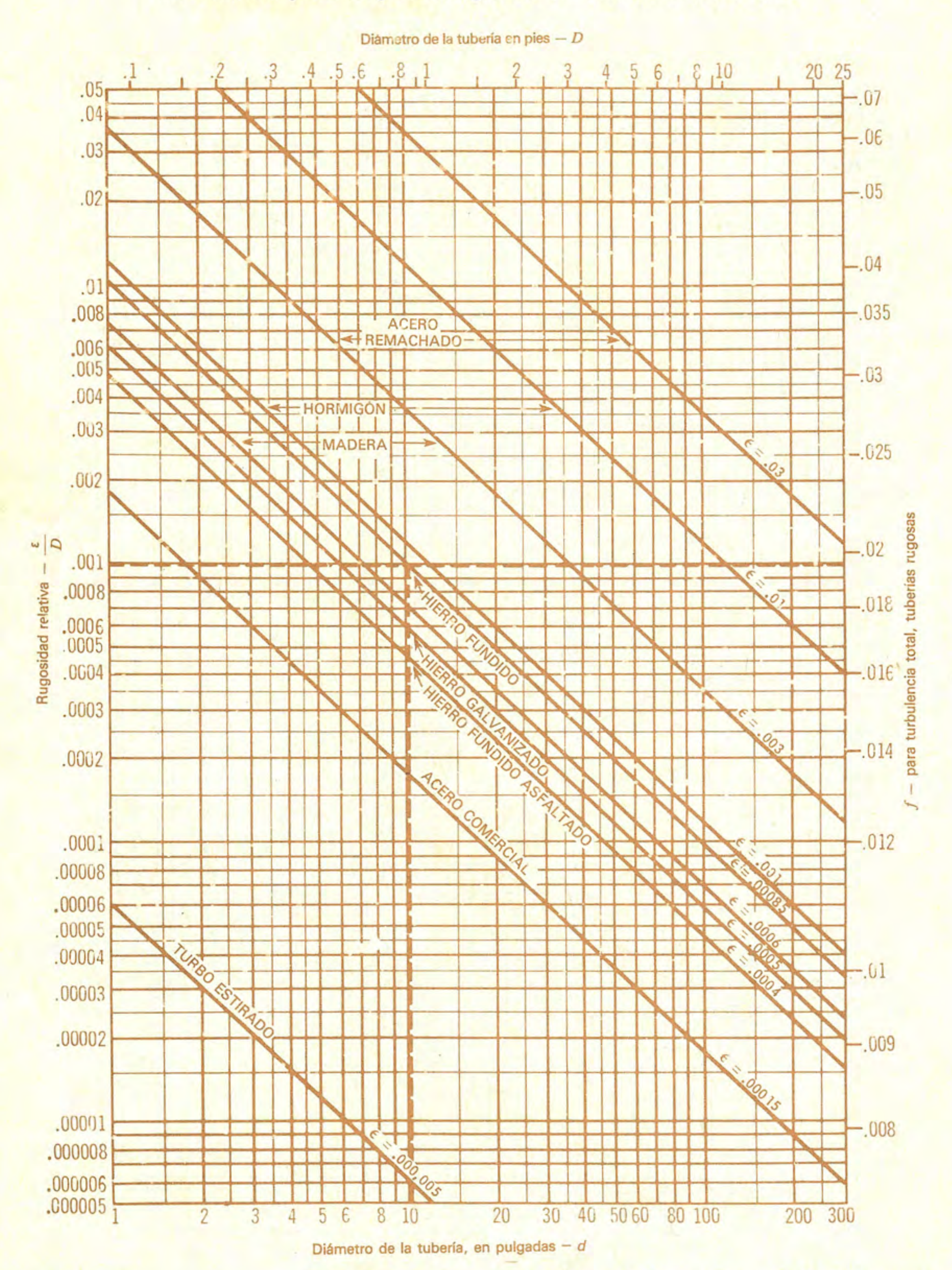
Diámetro interior de la tubería en milímetros — d: 25 30 40 50 60 80 100 200 300 400 500 600 800 1000 2000 3000 4000 5000 6000 8000

(La rugosidad absoluta ε en milímetros)

Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía.

Problema: Determínense las rugosidades absoluta y relativa y el factor de rozamiento para flujo en turbulencia total, en una tubería de hierro fundido de 250 mm de diámetro interior.
Solución: La rugosidad absoluta (ε) = 0.26... Rugosidad relativa (ε/d) = 0.001
...Factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total (f) = 0.0196

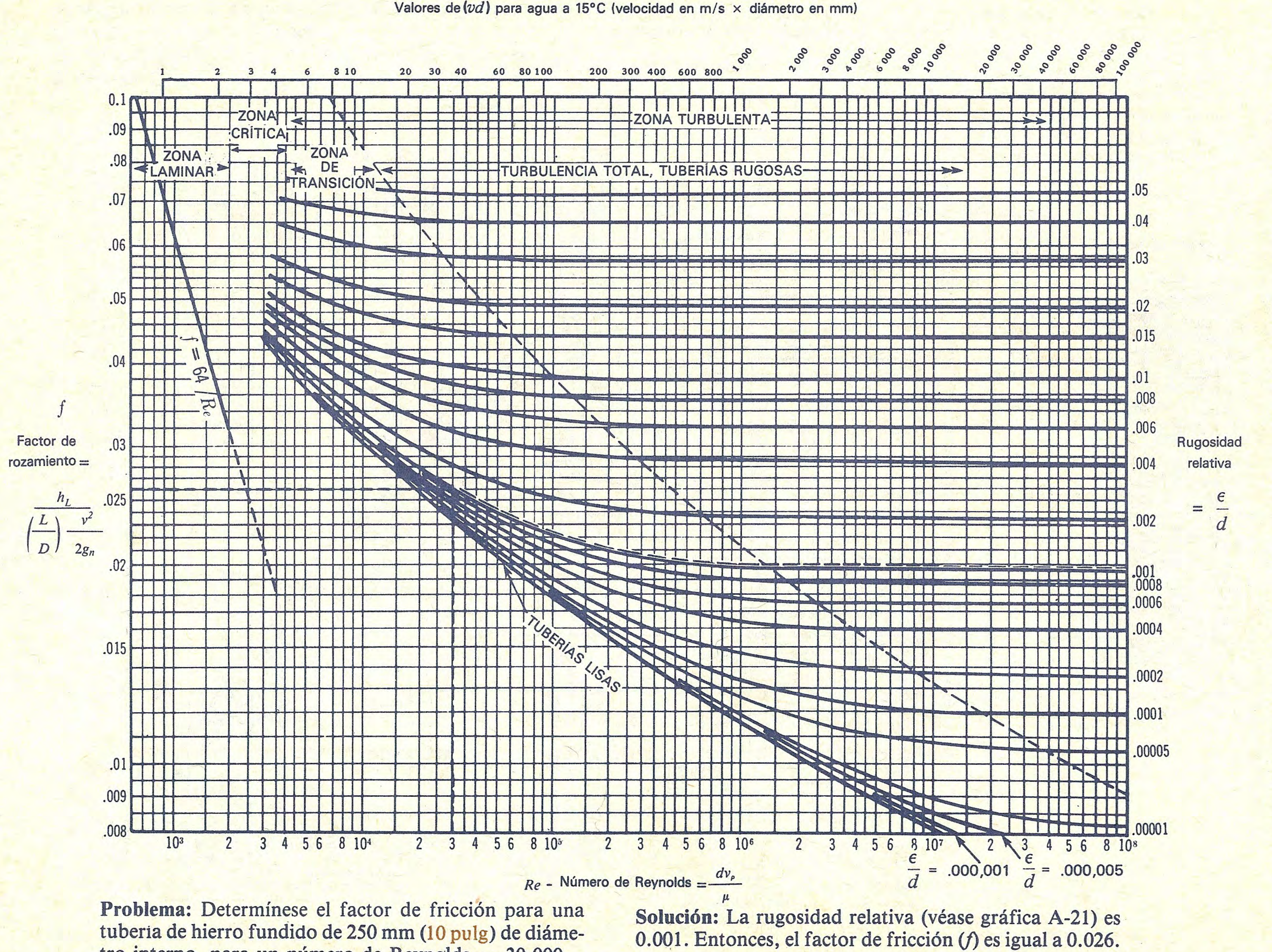
A-21b. Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total



Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía, con autorización.

Problema: Determínense las rugosidades absoluta y relativa y el factor de razonamiento para flujo en turbulencia total, en una tubería de hierro fundido de 10 pulg. de diámetro interior.
Solución: La rugosidad absoluta (ε) = 0.26... Rugosidad relativa (ε/D) = 0.001 ... Factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total (f) = 0.0196

A-22b. Factores de fricción para cualquier tipo de tubería comercial

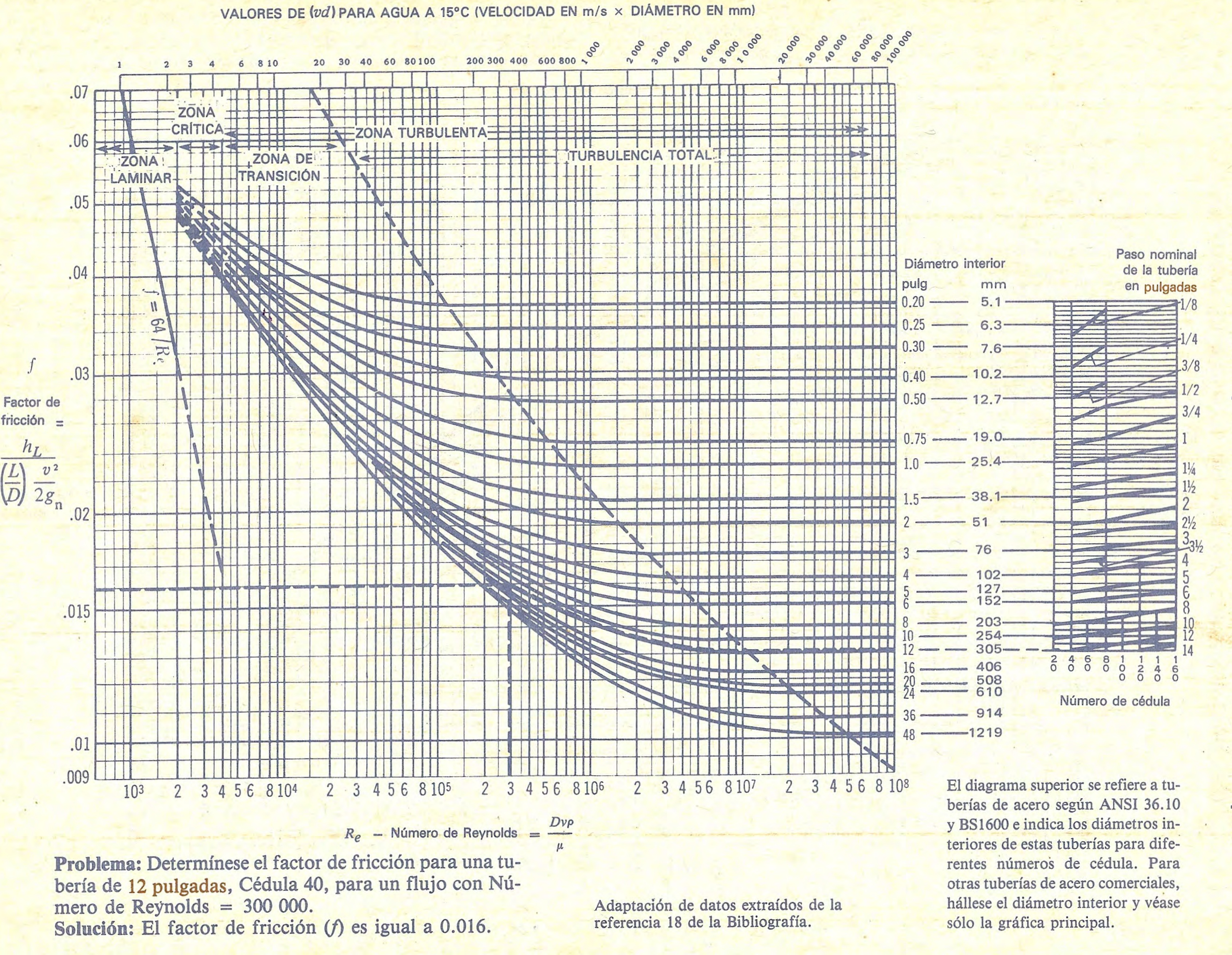


Problema: Determínese el factor de fricción para una tubería de hierro fundido de 250 mm (10 pulg) de diámetro interno, para un número de Reynolds = 30 000.

Solución: La rugosidad relativa (véase gráfica A-21) es 0.001. Entonces, el factor de fricción (*f*) es igual a 0.026.

Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía.

A- 23a. Factores de fricción para tuberías comerciales de acero limpias

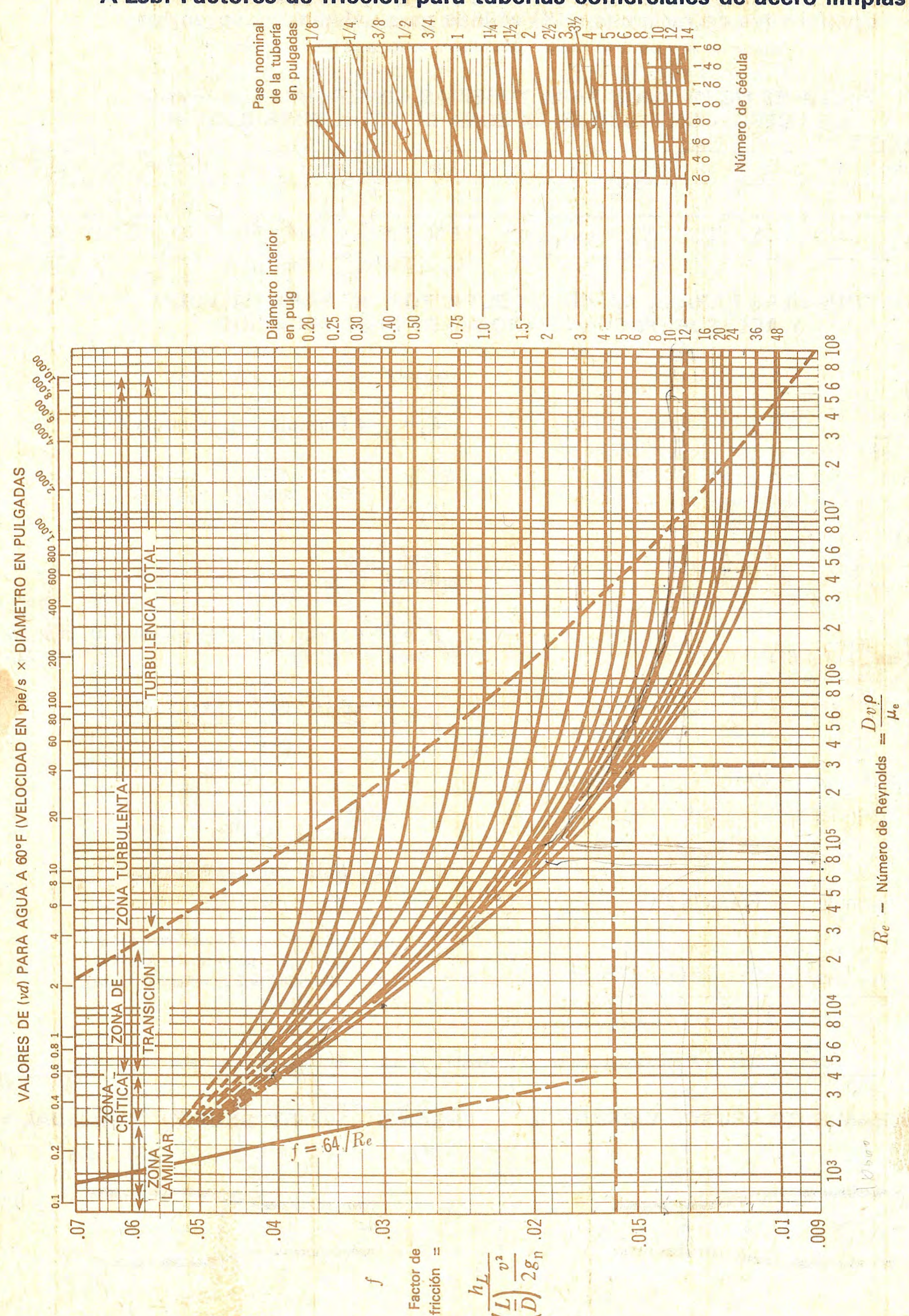


Problema: Determínese el factor de fricción para una tubería de 12 pulgadas, Cédula 40, para un flujo con Número de Reynolds = 300 000.
Solución: El factor de fricción (f) es igual a 0.016.

Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía.

El diagrama superior se refiere a tuberías de acero según ANSI 36.10 y BS1600 e indica los diámetros interiores de estas tuberías para diferentes números de cédula. Para otras tuberías de acero comerciales, hállese el diámetro interior y véase sólo la gráfica principal.

A-23b. Factores de fricción para tuberías comerciales de acero limpias



Adaptación de datos extraídos de la referencia 18 de la Bibliografía.

A-24. TABLA DEL FACTOR "K" (página 1 de 4)
Coeficientes de resistencia (K) válidos para válvulas y accesorios

("K" está basado en el uso de las tuberías cuyos números de cédula se dan en la página 2-10

FACTORES DE FRICCIÓN PARA TUBERÍAS COMERCIALES, NUEVAS, DE ACERO, CON FLUJO EN LA ZONA DE TOTAL TURBULENCIA

Diámetro Nominal														
	mm	15	20	25	32	40	50	65, 80	100	125	150	200, 250	300-400	450-600
	pulg	½	¾	1	1¼	1½	2	2½, 3	4	5	6	8, 10	12-16	18-24
Factor de fricción (f_T)		.027	.025	.023	.022	.021	.019	.018	.017	.016	.015	.014	.013	.012

FÓRMULAS PARA EL CÁLCULO DEL FACTOR "K" PARA VÁLVULAS Y ACCESORIOS CON SECCIONES DE PASO REDUCIDO

Fórmula 1

$$K_2 = \frac{0.8\left(\text{sen}\frac{\theta}{2}\right)(1-\beta^2)}{\beta^4} = \frac{K_1}{\beta^4}$$

Fórmula 2

$$K_2 = \frac{0.5\,(1-\beta^2)\sqrt{\text{sen}\frac{\theta}{2}}}{\beta^4} = \frac{K_1}{\beta^4}$$

Fórmula 3

$$K_2 = \frac{2.6\left(\text{sen}\frac{\theta}{2}\right)(1-\beta^2)^2}{\beta^4} = \frac{K_1}{\beta^4}$$

Fórmula 4

$$K_2 = \frac{(1-\beta^2)^2}{\beta^4} = \frac{K_1}{\beta^4}$$

Fórmula 5

$$K_2 = \frac{K_1}{\beta^4} + \text{Fórmula 1} + \text{Fórmula 3}$$

$$K_2 = \frac{K_1 + \text{sen}\frac{\theta}{2}\left[0.8\,(1-\beta^2) + 2.6\,(1-\beta^2)^2\right]}{\beta^4}$$

Fórmula 6

$$K_2 = \frac{K_1}{\beta^4} + \text{Fórmula 2} + \text{Fórmula 4}$$

$$K_2 = \frac{K_1 + 0.5\sqrt{\text{sen}\frac{\theta}{2}}\,(1-\beta^2) + (1-\beta^2)^2}{\beta^4}$$

Fórmula 7

$$K_2 = \frac{K_1}{\beta^4} + \beta\,(\text{Fórmula 2} + \text{Fórmula 4}), \text{ cuando } \theta = 180°$$

$$K_2 = \frac{K_1 + \beta\left[0.5\,(1-\beta^2) + (1-\beta^2)^2\right]}{\beta^4}$$

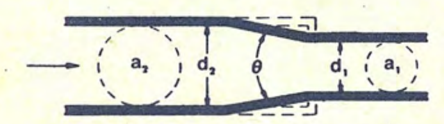
$$\beta = \frac{d_1}{d_2}$$

$$\beta^2 = \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 = \frac{a_1}{a_2}$$

El subíndice 1 define dimensiones y coeficientes para el diámetro menor. El subíndice 2 se refiere al diámetro mayor.

*Úsese el valor de *K* proporcionado por el proveedor, cuando se disponga de dicho valor

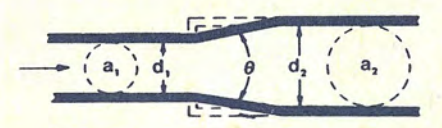
ESTRECHAMIENTO BRUSCO Y GRADUAL



Si: $\theta \lesssim 45°$ .... K_2 = Fórmula 1

$45° < \theta \lesssim 180°$ .... K_2 = Fórmula 2

ENSANCHAMIENTO BRUSCO Y GRADUAL

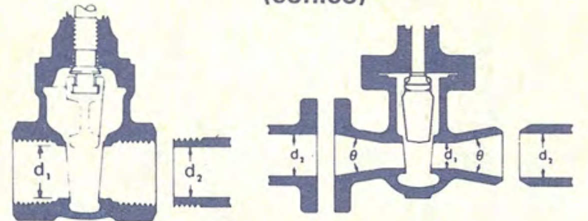


Si: $\theta \lesssim 45°$ .... K_2 = Fórmula 3

$45° < \theta \lesssim 180°$ .... K_2 = Fórmula 4

A-24 TABLA DEL FACTOR "K" (página 2 de 4)
Coeficientes de resistencia (K) válidos para válvulas y accesorios

VÁLVULAS DE COMPUERTA
De cuña, de doble obturador o tipo macho (cónico)

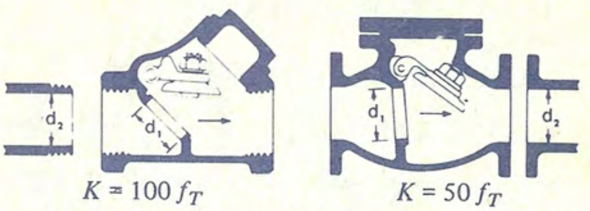


Si: $\beta = 1, \theta = 0$ .... $K_1 = 8 f_T$

$\beta < 1$ y $\theta \lessapprox 45°$ .... K_2 = Fórmula 5

$\beta < 1$ y $45° < \theta \lessapprox 180°$ .... K_2 = Fórmula 6

VÁLVULAS DE RETENCIÓN DE DISCO OSCILANTE



$K = 100 f_T$ $K = 50 f_T$

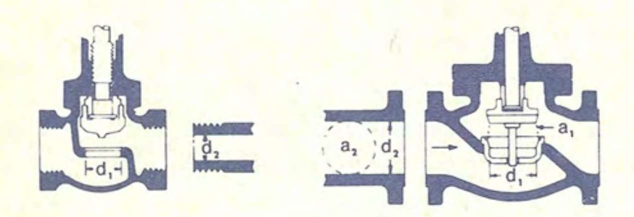
Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

(m/seg) $= 45\sqrt{\bar{V}}$ $= 75\sqrt{\bar{V}}$

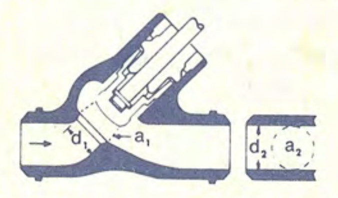
(pie/seg) $= 35\sqrt{\bar{V}}$ $= 60\sqrt{\bar{V}}$

U/L Registradas $= 120\sqrt{\bar{V}}$ $= 100\sqrt{\bar{V}}$

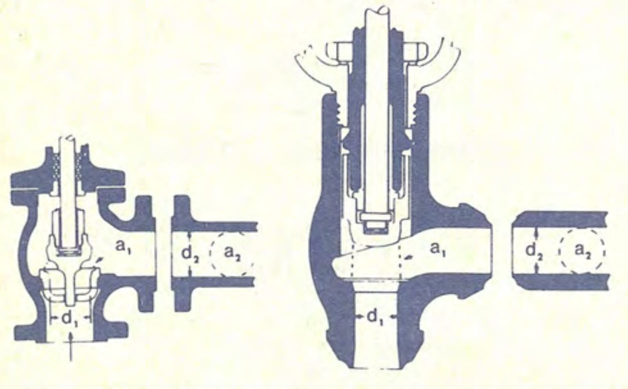
VÁLVULAS DE GLOBO Y ANGULARES



Si: $\beta = 1$ $K_1 = 340 f_t$



Si: $\beta = 1 \ldots . K_1 = 55 f_T$

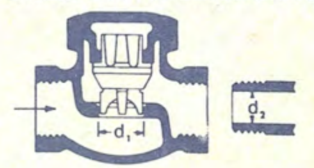


Si: $\beta = 1 \ldots K_1 = 150 f_T$ Si: $\beta = 1 \ldots . K_1 = 55 f_T$

Todas las válvulas de globo y angulares con asiento reducido o de mariposa

Si: $\beta < 1 \ldots . K_2$ = Fórmula 7

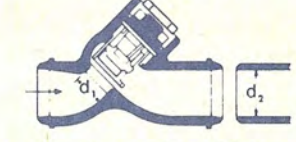
VÁLVULAS DE RETENCIÓN DE OBTURADOR ASCENDENTE



Si: $\beta = 1 \ldots . K_1 = 600 f_T$

$\beta < 1 \ldots . K_2$ = Fórmula 7

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador $= 50\,\beta^2\sqrt{\bar{V}}$ m/seg $40\,\beta^2\sqrt{\bar{V}}$ pie/seg

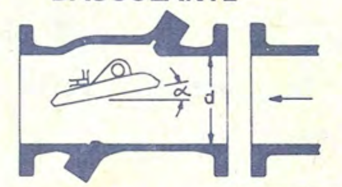


Si: $\beta = 1 \ldots . K_1 = 55 f_T$

$\beta < 1 \ldots . K_2$ = Fórmula 7

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador $= 170\,\beta^2\sqrt{\bar{V}}$ m/seg $140\,\beta^2\sqrt{\bar{V}}$ pie/seg

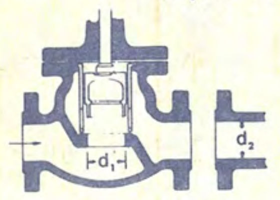
VÁLVULAS DE RETENCIÓN DE DISCO BASCULANTE



Pasos	$\alpha = 5°$	$\alpha = 15°$
50 mm (2") a 200 mm (8") K =	$40 f_T$	$120 f_T$
250 mm (10") a 350 mm (14") K =	$30 f_T$	$90 f_T$
400 mm (16") a 1200 mm (48") K =	$20 f_T$	$60 f_T$
Velocidad mínima en la tubería para abrir totalmente el obturador = m/seg	$100\sqrt{\bar{V}}$	$40\sqrt{\bar{V}}$
pie/seg	$80\sqrt{\bar{V}}$	$30\sqrt{\bar{V}}$

A-24. TABLA DEL FACTOR "K" (página 3 de 4)
Coeficientes de resistencia (K) válidos para válvulas y accesorios

VÁLVULAS DE RETENCIÓN Y CIERRE
(Tipos recto y angular)



Si:

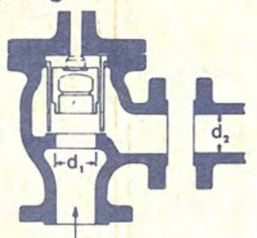
$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 400 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

m/seg = $70 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$

pie/seg = $55 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$



Si:

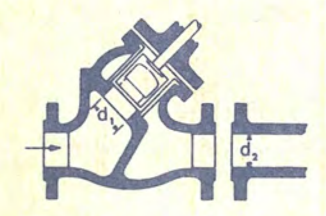
$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 200 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

$= 95 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$

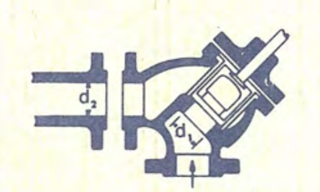
$= 75 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$



Si:

$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 300 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7



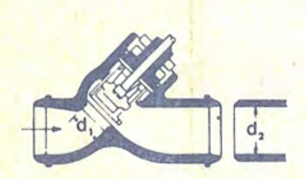
Si:

$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 350 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7

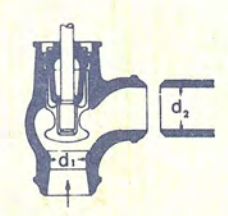
velocidad mínima en la tubería para abrir totalmente el obturador

m/seg = $75 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$ pie/seg = $60 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$



$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 55 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7



$\beta = 1 \ldots . \; K_1 = 55 f_T$

$\beta < 1 \ldots . \; K_2 =$ Fórmula 7

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

mg/seg = $170 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$ (pie/seg) = $140 \beta^2 \sqrt{\bar{V}}$

VÁLVULAS DE PIE CON FILTRO

Obturador ascendente



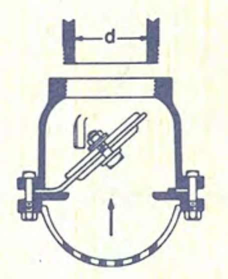
$K = 420 f_T$

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

m/seg = $20 \sqrt{\bar{V}}$

pie/seg = $15 \sqrt{\bar{V}}$

Obturador oscilante



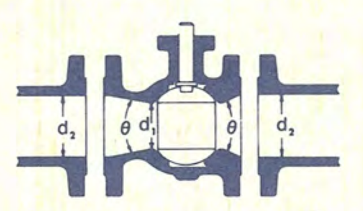
$K = 75 f_T$

Velocidad mínima en la tubería para levantar totalmente el obturador

$= 45 \sqrt{\bar{V}}$

$= 35 \sqrt{\bar{V}}$

VÁLVULAS DE GLOBO

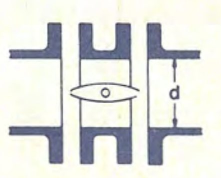


Si: $\beta = 1, \theta = 0 \ldots \ldots \ldots \ldots \; K_1 = 3 f_T$

$\beta < 1$ y $\theta \leqq 45° \ldots \ldots \ldots \; K_2 =$ Fórmula 5

$\beta < 1$ y $45° < \theta \leqq 180° \ldots \ldots \; K_2 =$ Fórmula 6

VÁLVULAS DE MARIPOSA



Diámetro 50 mm (2") a 200 mm (8") . . . . . . $K = 45 f_T$

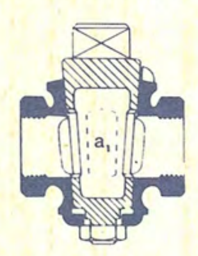
Diámetro 250 mm (10") a 350 mm (14") . . . $K = 35 f_T$

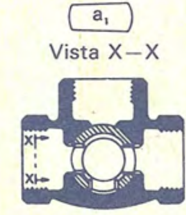
Diámetro 400 mm (16") a 600 mm (24") . . . $K = 25 f_T$

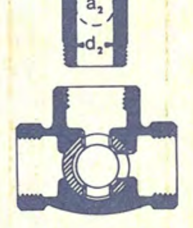
A-24. TABLA DEL FACTOR "K" (página 4 de 4)
Coeficientes de resistencia (K) válidos para válvulas y accesorios

VÁLVULAS DE MACHO Y LLAVES

Paso directo — **tres entradas**







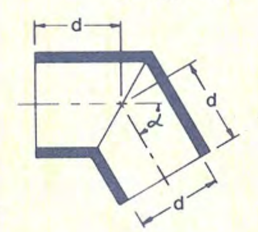
Si: $\beta = 1$, $K_1 = 18\, f_T$

Si: $\beta = 1$, $K_1 = 30\, f_T$

Si: $\beta = 1$, $K_1 = 90\, f_T$

Si: $\beta < 1$ K_2 = Fórmula 6

CURVAS EN ESCUADRA O FALSA ESCUADRA



α	K
0°	$2\, f_T$
15°	$4\, f_T$
30°	$8\, f_T$
45°	$15\, f_T$
60°	$25\, f_T$
75°	$40\, f_T$
90°	$60\, f_T$

CURVAS Y CODOS DE 90° CON BRIDAS O CON EXTREMOS PARA SOLDAR A TOPE



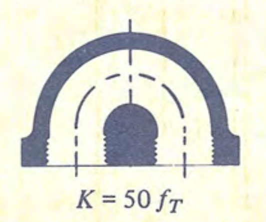
r/d	K	r/d	K
1	$20\, f_T$	8	$24\, f_T$
1.5	$14\, f_T$	10	$30\, f_T$
2	$12\, f_T$	12	$34\, f_T$
3	$12\, f_T$	14	$38\, f_T$
4	$14\, f_T$	16	$42\, f_T$
6	$17\, f_T$	20	$50\, f_T$

El coeficiente de resistencia K_{Bl}, para curvas que no sean de 90° puede determinarse con la fórmula:

$$K_B = (n-1)\left(0.25\,\pi\, f_T \frac{r}{d} + 0.5\,K\right) + K$$

n = número de curvas de 90°
K = coeficiente de resistencia para una curva de 90° (según tabla)

CURVAS DE 180° DE RADIO CORTO



$K = 50\, f_T$

CODOS ESTÁNDAR

90°



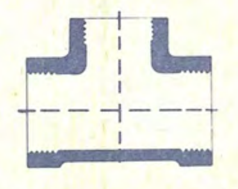
$K = 30\, f_T$

45°



$K = 16\, f_T$

CONEXIONES ESTÁNDAR EN "T"

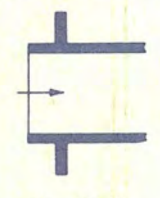


Flujo directo .... $K = 20\, f_T$

Flujo desviado a 90° .. $K = 60\, f_T$

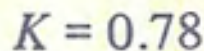
ENTRADAS DE TUBERÍA

Con resalte hacia el interior



$K = 0.78$

r/d	K
0.00*	0.5
0.02	0.28
0.04	0.24
0.06	0.15
0.10	0.09
0.15 y más	0.04



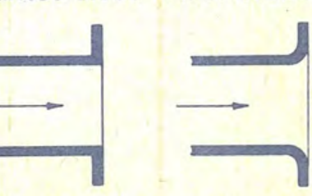
*de cantos vivos

A tope

Véanse los valores de K en la tabla

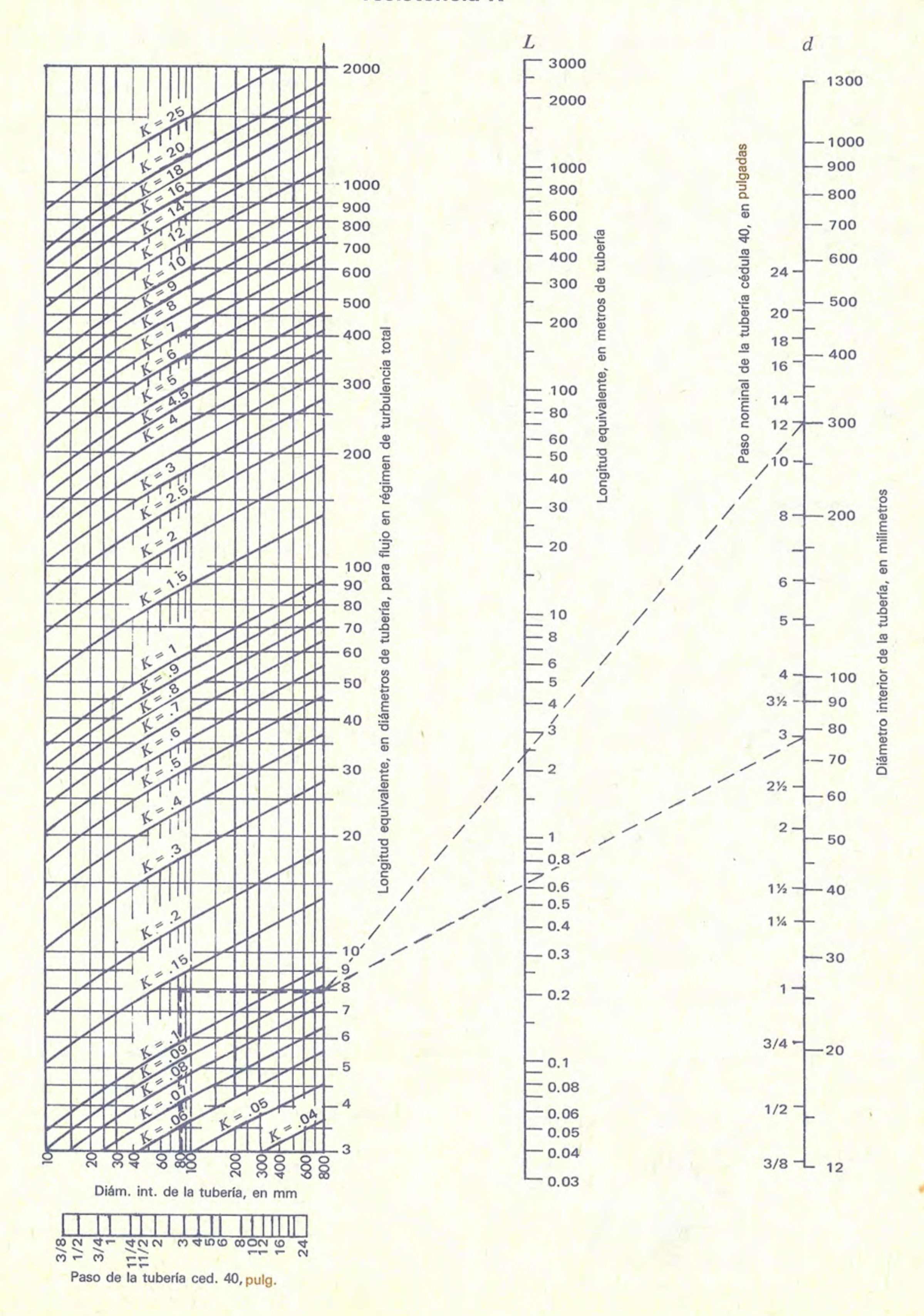
SALIDAS DE TUBERÍA

Con resalte — **De cantos vivos** — **Redondeada**

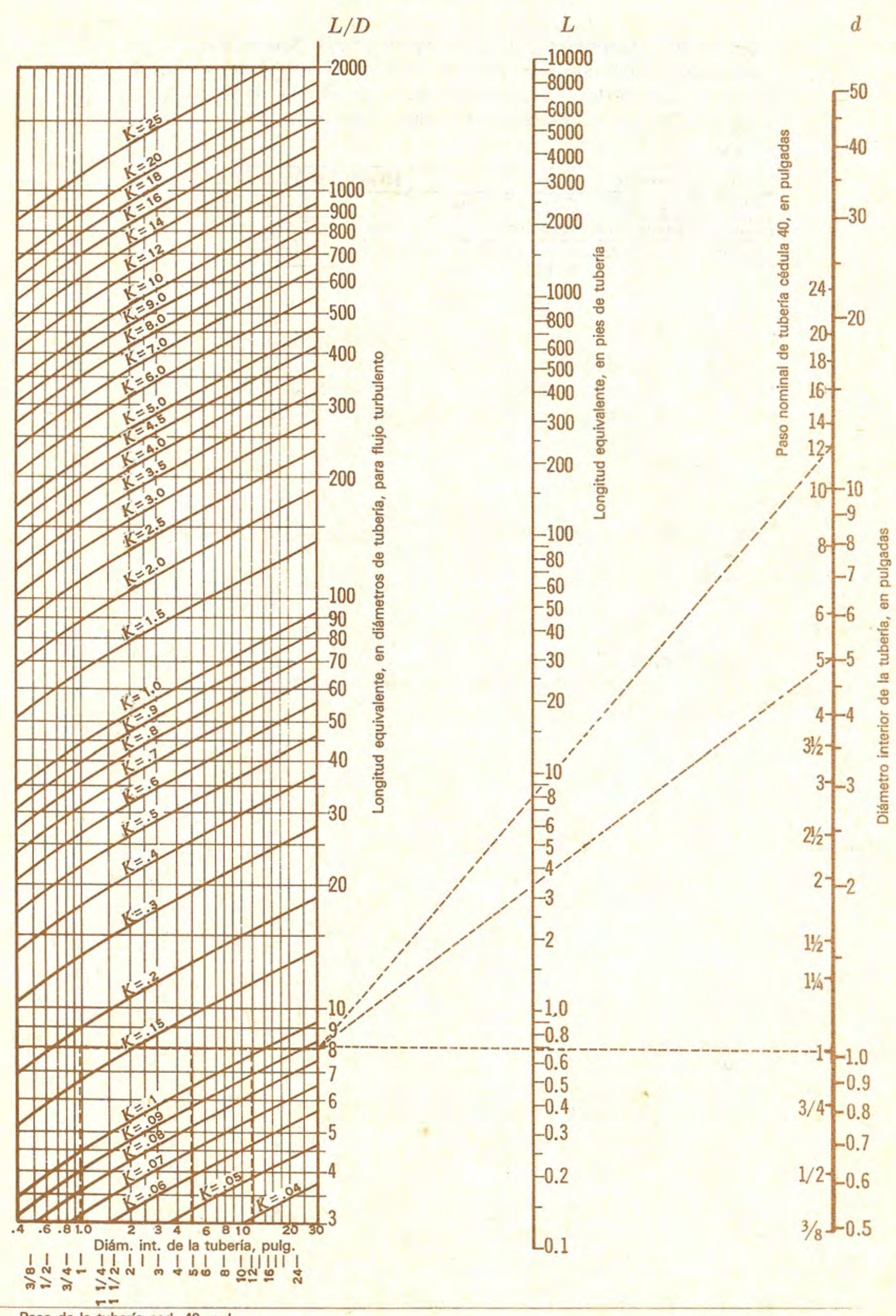


$K = 1.0$ — $K = 1.0$ — $K = 1.0$

A-25a. Longitudes equivalentes *L* y *L/D*, nomograma del coeficiente de resistencia *K*



A-25b. Longitudes equivalentes *L* y *L/D*, nomograma del coeficiente de resistencia *K*



Ejemplos

Ejemplo 25a. Determínese la longitud equivalente en diámetros de tubería y metros de tubería nueva de acero comercial cédula 40 y el factor de resistencia *K*, para válvulas de compuerta totalmente abiertas de 80 mm y 300 mm, con flujo en un régimen de turbulencia completa.

Solución:

Paso de la válvula	80 mm	300 mm
Longitud equivalene, diámetros tubería	8	8
Longitud equivalente, metros tubería	0.62	2.43
Factor *K*, basado en tubería céd. 40	0.14	0.10

Ejemplo 25b. Determínese la longitud equivalente en diámetros de tubería y pies de tubería nueva de acero comercial cédula 40 y el factor de resistencia *K*, para válvulas de compuerta totalmente abierta con paso de 1.5 y 12 pulgadas, con flujo en un régimen de turbulencia completa.

Solución:

Paso de la válvula	1 pulg	5 pulg	12 pulg
Longitud equivalente, diámetros tubería	8	8	8
Longitud equivalente, pies tubería céd. 40	0.7	3.4	7.9
Factor *K*, basado en tubería céd. 40	0.18	0.13	0.10

Ejemplo 26b. Determínese el coeficiente de flujo C_v para válvula de globo, clase 125, de 6 pulgadas, con cuerpo de hierro fundido y en posición de total apertura.

Solución:

$K = 340\, f_T$ . . . . .apéndice A-24

$f_T = 0.015$ . . . . .apéndice A-24

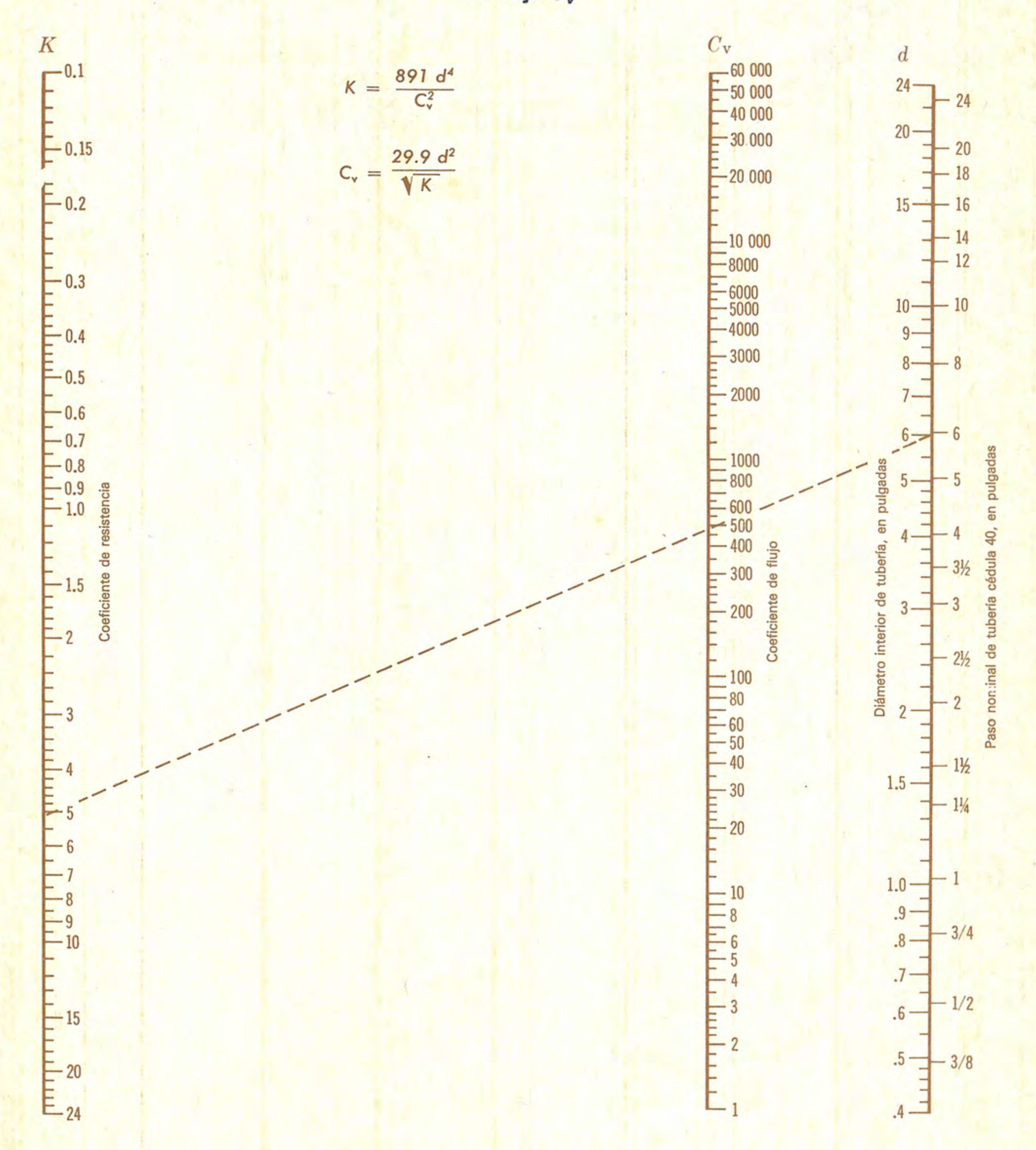
$K = 340 \times 0.15 = 5.1$

$C_V = 490$ . . . . .nomograma A-26b

A-26. Equivalencia del coeficiente de resistencia *K* y el coeficiente de flujo C_v

$$K = \frac{891\, d^4}{C_v^2}$$

$$C_v = \frac{29.9\, d^2}{\sqrt{K}}$$



Información técnica

APÉNDICE B

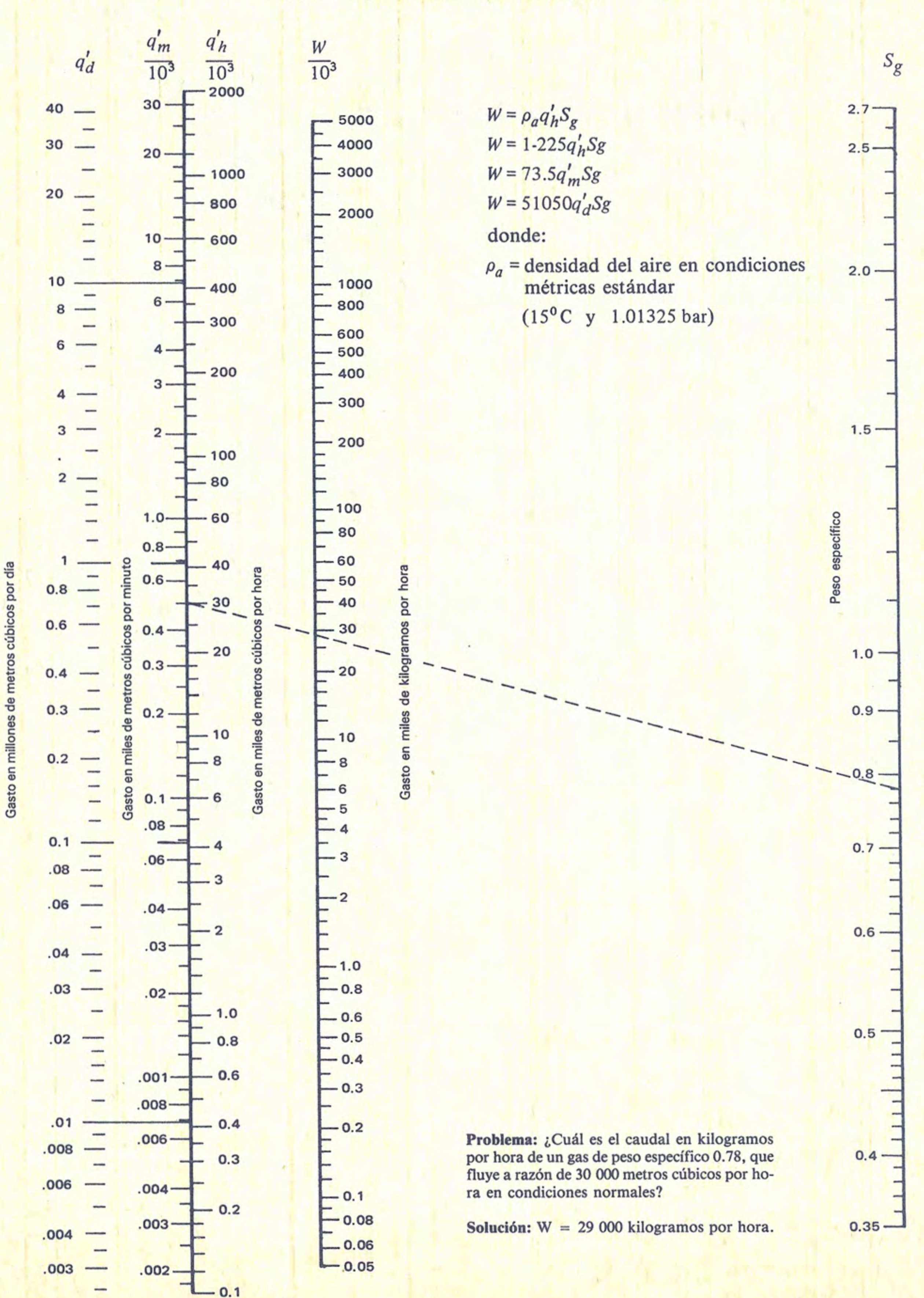
Introducción

Los problemas de flujo se encuentran en muchos campos de la ingeniería, originándose un amplio campo de terminologías específicas. Los términos más aceptados en el estudio de la dinámica de fluidos son utilizados en este texto.

Otros datos técnicos útiles son presentados para procurar soluciones directas a factores frecuentemente recurrentes en las fórmulas de flujo de fluidos. Asimismo, se presentan soluciones a problemas de pérdida de presión en líneas para agua y aire.

Asimismo, se dan tablas de dimensiones para tuberías de acero según normas ANSI, BS e ISO.

B-1a. Volumen equivalente y caudal de masa de fluidos compresibles en condiciones estándar (M.S.C.)



$W = \rho_a q'_h S_g$

$W = 1\text{-}225 q'_h Sg$

$W = 73.5 q'_m Sg$

$W = 51050 q'_d Sg$

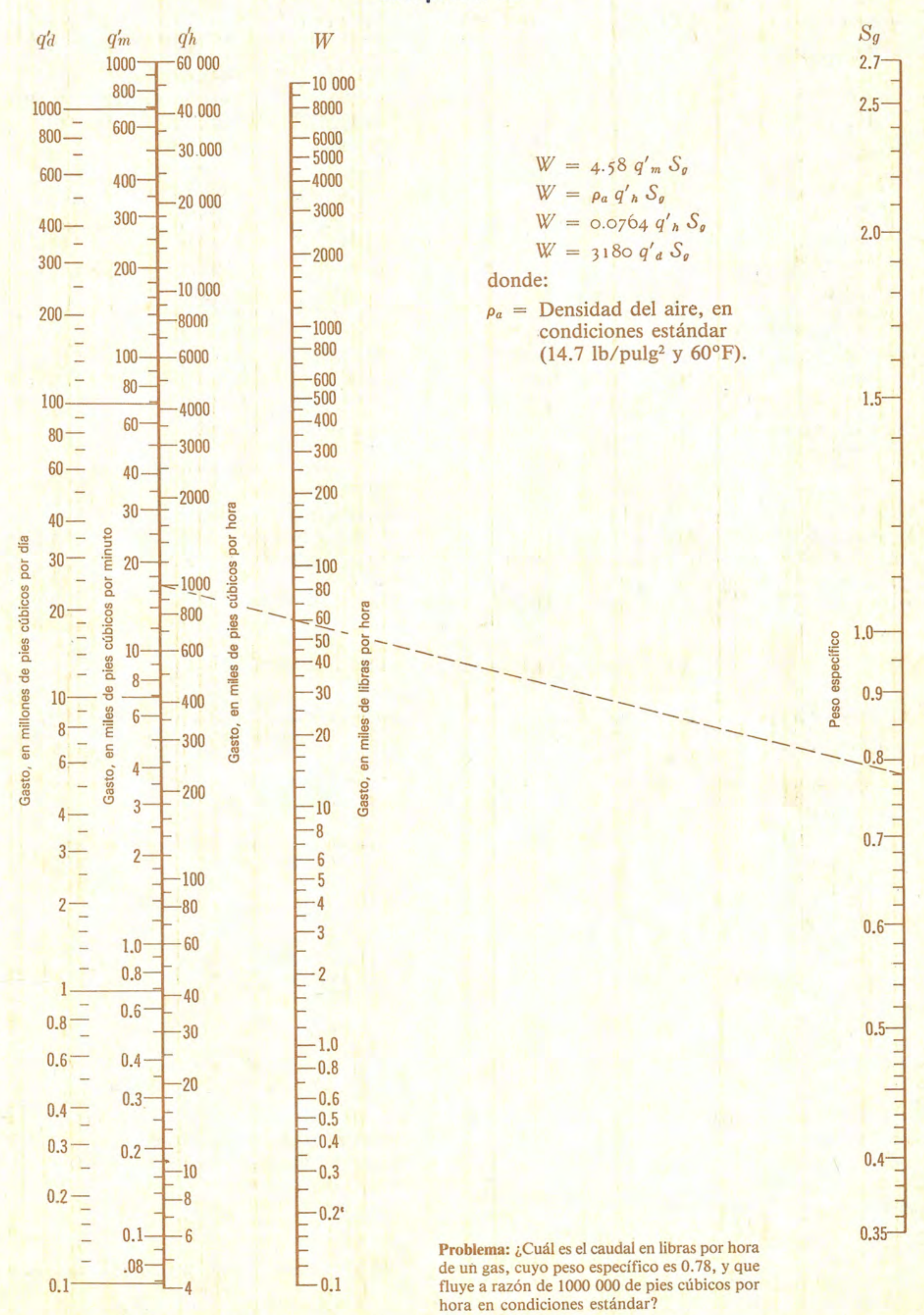
donde:

ρ_a = densidad del aire en condiciones métricas estándar (15°C y 1.01325 bar)

Problema: ¿Cuál es el caudal en kilogramos por hora de un gas de peso específico 0.78, que fluye a razón de 30 000 metros cúbicos por hora en condiciones normales?

Solución: W = 29 000 kilogramos por hora.

B-1b. Volumen equivalente y caudal de masa de fluidos compresibles



$W = 4.58\, q'_m\, S_g$

$W = \rho_a\, q'_h\, S_g$

$W = 0.0764\, q'_h\, S_g$

$W = 3180\, q'_d\, S_g$

donde:

ρ_a = Densidad del aire, en condiciones estándar (14.7 lb/pulg² y 60°F).

Problema: ¿Cuál es el caudal en libras por hora de un gas, cuyo peso específico es 0.78, y que fluye a razón de 1000 000 de pies cúbicos por hora en condiciones estándar?

B-2. Equivalencias de viscosidad absoluta (dinámica)

PARA OBTENER → MULTIPLÍQUESE ↓ por	Pascal segundo Pa s	Centipoise cP	Poundal segundo por pie cuadrado pdl s/ft²	Libra-fuerza segundo por pie cuadrado lbf s/ft²	Kilogramo-fuerza segundo por metro cuadrado kgf s/m²
1 pascal segundo (= 1 N s/m²) Pa s =	1	1000	0.672	2.09×10^{-2}	0.102
1 centipoise cP =	0.001	1	6.72×10^{-4}	2.09×10^{-5}	1.02×10^{-4}
1 poundal segundo pie cuadrado (= 1 lb/(ft s)) pdl s/ft² =	1.488	1488	1	0.031	0.152
1 libra-fuerza segundo por pie cuadrado (= 1 slug/(ft s)) lbf s/ft² =	47.88	47 880	32.174	1	4.882
1 kilogramo-fuerza segundo por metro cuadrado kgf s/m² =	9.807	9807	6.590	0.205	1

Para convertir viscosidades absoluta o dinámicas de unas unidades a otras, localícese la unidad dada en la columna de la izquierda y multiplíquese su valor numérico por el factor que se encuentra en la columna encabezada por la unidad que se desea obtener.

Ejemplo: Conviértase una viscosidad absoluta de 0.0014 slugs/pie segundo a centipoises. El factor de conversión es 47 880. Entonces, 0.0014 × 47 880 = 67 centipoises.

B-3. Equivalencias de viscosidad cinemática

PARA OBTENER → MULTIPLÍQUESE ↓ por	Metro cuadrado por segundo m²/s	Centistokes cSt	Pulgada cuadrada por segundo in²/s	Pie cuadrado por segundo ft²/s
1 metro cuadrado por segundo m²/s =	1	1×10^{6}	1550	10.764
1 centistokes cSt =	1×10^{-6}	1	1.55×10^{-3}	1.0764×10^{-5}
1 pulgada cuadrada por segundo in²/s =	6.452×10^{-4}	645.2	1	6.944×10^{-3}
1 pie cuadrado por segundo ft²/s =	9.290×10^{-2}	92 903	144	1

Para convertir viscosidades cinemáticas de unas unidades a otras, localícese la unidad dada en la columna de la izquierda y multiplíquese su valor numérico por el factor que se encuentra en la columna encabezada por la unidad que se desea obtener.

Ejemplo: Conviértase una viscosidad cinemática de 0.5 pies cuadrados/segundo a centistokes. Se ve que el factor de conversión es 92 903. Entonces, 0.5 × 92 903 = 46 451 centistokes.

Véase en el apéndice B-6, la equivalencia entre viscosidades cinemática y absoluta.

B-4. Equivalencias entre viscosidades cinemática y Saybolt Universal

Viscosidad cinemática Centistokes ν	Viscosidad Saybolt Universal equivalente, segundos A 100 F (38C) valores básicos	A 210 F (99 C)
1.83	32.01	32.23
2.0	32.62	32.85
4.0	39.14	39.41
6.0	45.56	45.88
8.0	52.09	52.45
10.0	58.91	59.32
15.0	77.39	77.93
20.0	97.77	98.45
25.0	119.3	120.1
30.0	141.3	142.3
35.0	163.7	164.9
40.0	186.3	187.6
45.0	209.1	210.5
50.0	232.1	233.8
55.0	255.2	257.0
60.0	278.3	280.2
65.0	301.4	303.5
70.0	324.4	326.7
75.0	347.6	350.0
80.0	370.8	373.4
85.0	393.9	396.7
90.0	417.1	420.0
95.0	440.3	443.4
100.0	463.5	466.7
120.0	556.2	560.1
140.0	648.9	653.4
160.0	741.6	
180.0	834.2	
200.0	926.9	
220.0	1019.6	
240.0	1112.3	
260.0	1205.0	
280.0	1297.7	
300.0	1390.4	
320.0	1483.1	
340.0	1575.8	
360.0	1668.5	
380.0	1761.2	
400.0	1853.9	
420.0	1946.6	
440.0	2039.3	
460.0	2132.0	
480.0	2224.7	
500.0	2317.4	
Superior a 500	Viscosidad en s Saybolt = 4.6347 en centistokes	Viscosidad en segundos Saybolt igual a 4.6673 veces la viscosidad en centistokes

Nota: Para obtener la viscosidad Saybolt Universal equivalente a una viscosidad cinemática determinada a t (temperatura en grados Fahrenheit), multiplíquese la viscosidad Saybolt Universal equivalente a 100°F por 1 + (t − 100) 0.000064.

Por ejemplo, 10 ν a 210°F equivalen a 58.91 multiplicado por 1.0070, o 59.32 segundos Saybolt Universal a 210°F.
(En esta fórmula, la temperatura t debe ser en °F).

Estas tablas se han impreso con la autorización de la American Society for Testing Materials (ASTM). La tabla de la izquierda se extrajo de la Tabla 1, D2161-63T y la derecha de la Tabla 3, D2161-63T.

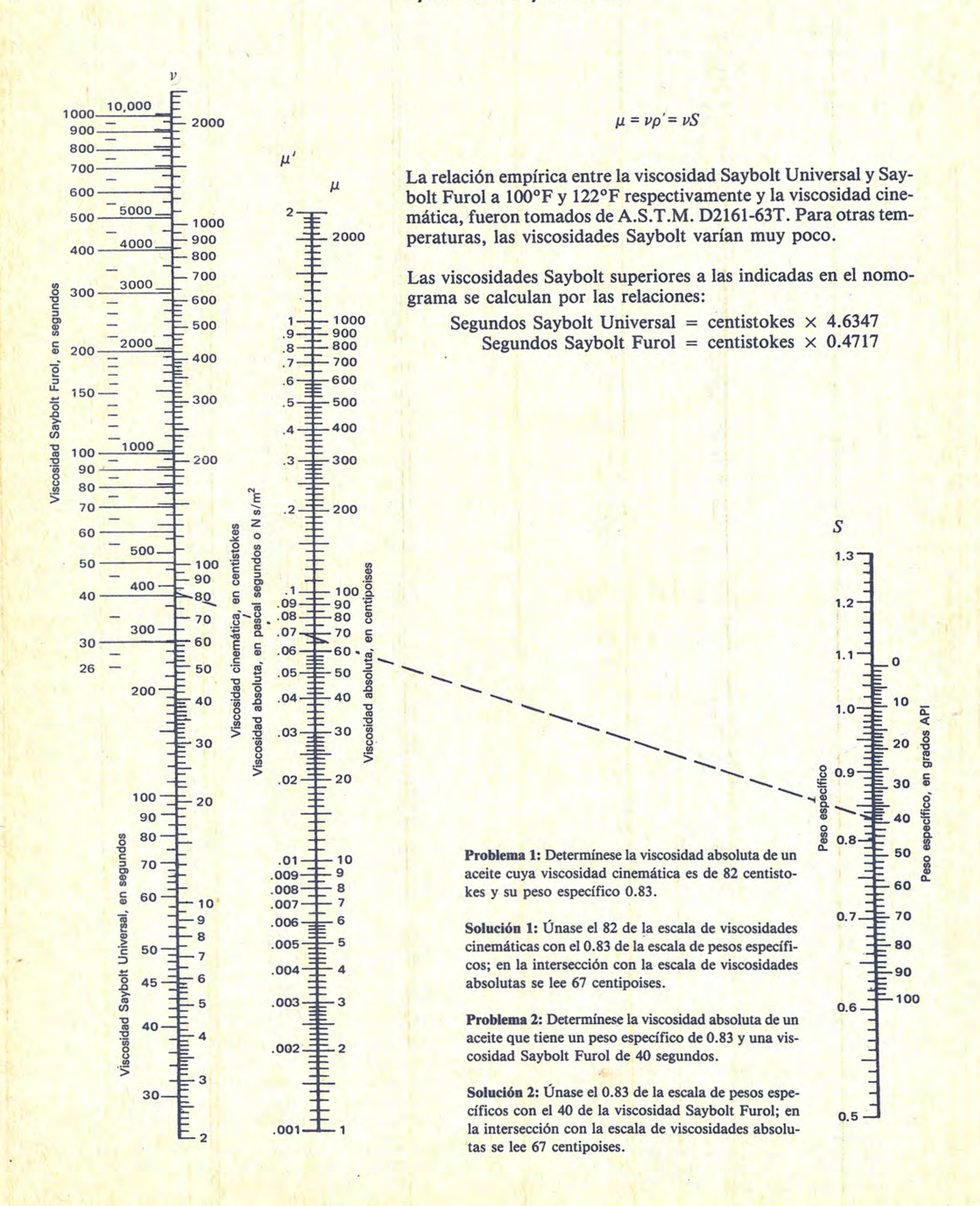
B-5. Equivalencias entre viscosidades cinemática y Saybol Furol

Viscosidad cinemática Centistokes ν	Viscosidad Saybolt Furol equivalente, segundos A 122 F (50 C)	A 210 F (99 C)
48	25.3	
50	26.1	25.2
60	30.6	29.8
70	35.1	34.4
80	39.6	39.0
90	44.1	43.7
100	48.6	48.3
125	60.1	60.1
150	71.7	71.8
175	83.8	83.7
200	95.0	95.6
225	106.7	107.5
250	118.4	119.4
275	130.1	131.4
300	141.8	143.5
325	153.6	155.5
350	165.3	167.6
375	177.0	179.7
400	188.8	191.8
425	200.6	204.0
450	212.4	216.1
475	224.1	228.3
500	235.9	240.5
525	247.7	252.8
550	259.5	265.0
575	271.3	277.2
600	283.1	289.5
625	294.9	301.8
650	306.7	314.1
675	318.4	326.4
700	330.2	338.7
725	342.0	351.0
750	353.8	363.4
775	365.5	375.7
800	377.4	388.1
825	389.2	400.5
850	400.9	412.9
875	412.7	425.3
900	424.5	437.7
925	436.3	450.1
950	448.1	462.5
975	459.9	474.9
1000	471.7	487.4
1025	483.5	499.8
1050	495.2	512.3
1075	507.0	524.8
1100	518.8	537.2
1125	530.6	549.7
1150	542.4	562.2
1175	554.2	574.7
1200	566.0	587.2
1225	577.8	599.7
1250	589.5	612.2
1275	601.3	624.8
1300	613.1	637.3
Superior a 1300	*	†

* Por encima de 1 300 centistokes a 122°F (50°C) Segundos Saybolt Furol = Centistokes × 0.4717

† Por encima de 1 300 Centistokes a 210°F (99°C) Log (seg Saybolt Furol − 2.87) = 1.0276 [Log (centistokes) − 0.3975]

B-6a. Equivalencias entre viscosidades cinemática, Saybolt Universal, Saybolt Furol y absoluta



$$\mu = \nu\rho' = \nu S$$

La relación empírica entre la viscosidad Saybolt Universal y Saybolt Furol a 100°F y 122°F respectivamente y la viscosidad cinemática, fueron tomados de A.S.T.M. D2161-63T. Para otras temperaturas, las viscosidades Saybolt varían muy poco.

Las viscosidades Saybolt superiores a las indicadas en el nomograma se calculan por las relaciones:

Segundos Saybolt Universal = centistokes × 4.6347
Segundos Saybolt Furol = centistokes × 0.4717

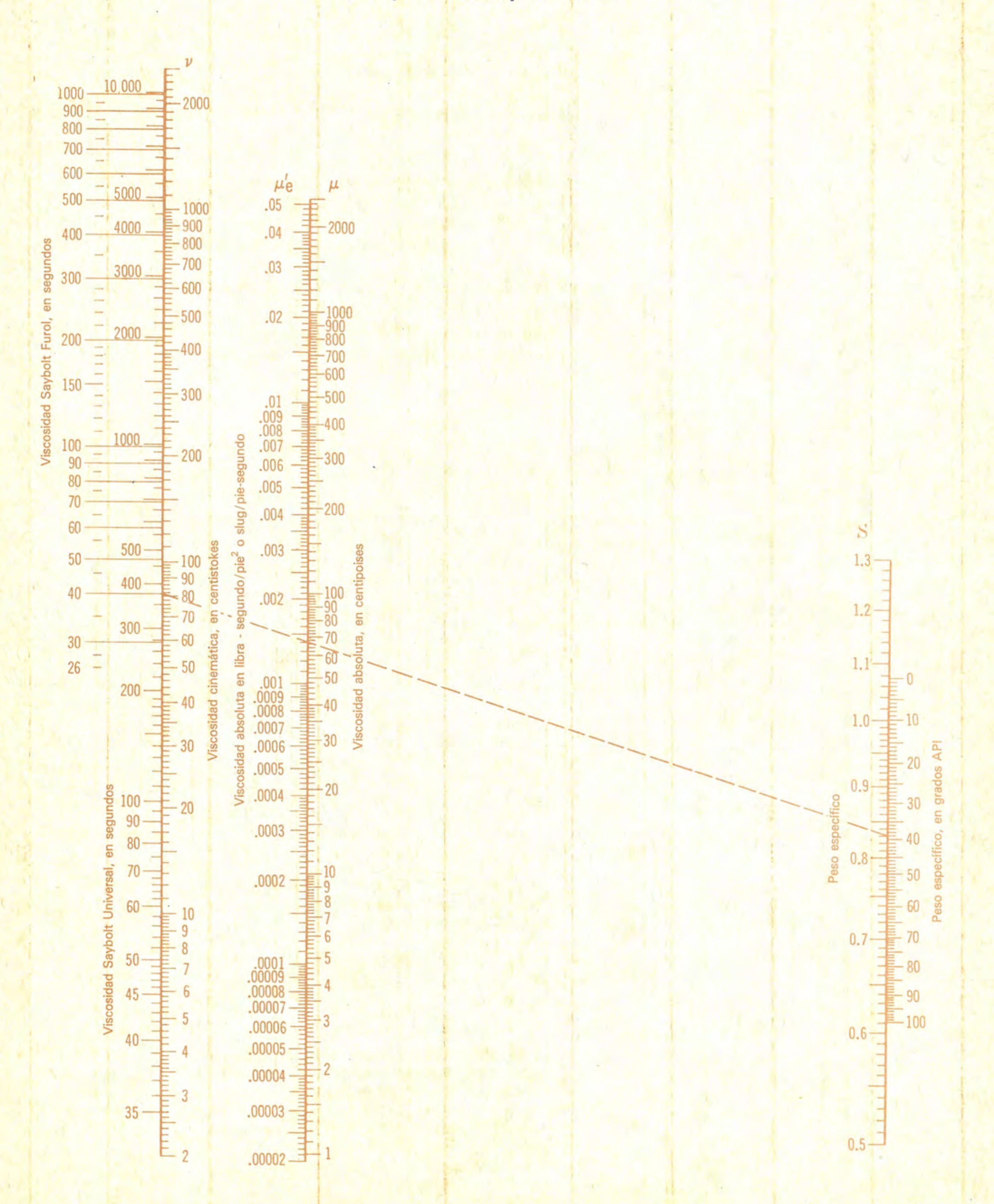
Problema 1: Determínese la viscosidad absoluta de un aceite cuya viscosidad cinemática es de 82 centistokes y su peso específico 0.83.

Solución 1: Únase el 82 de la escala de viscosidades cinemáticas con el 0.83 de la escala de pesos específicos; en la intersección con la escala de viscosidades absolutas se lee 67 centipoises.

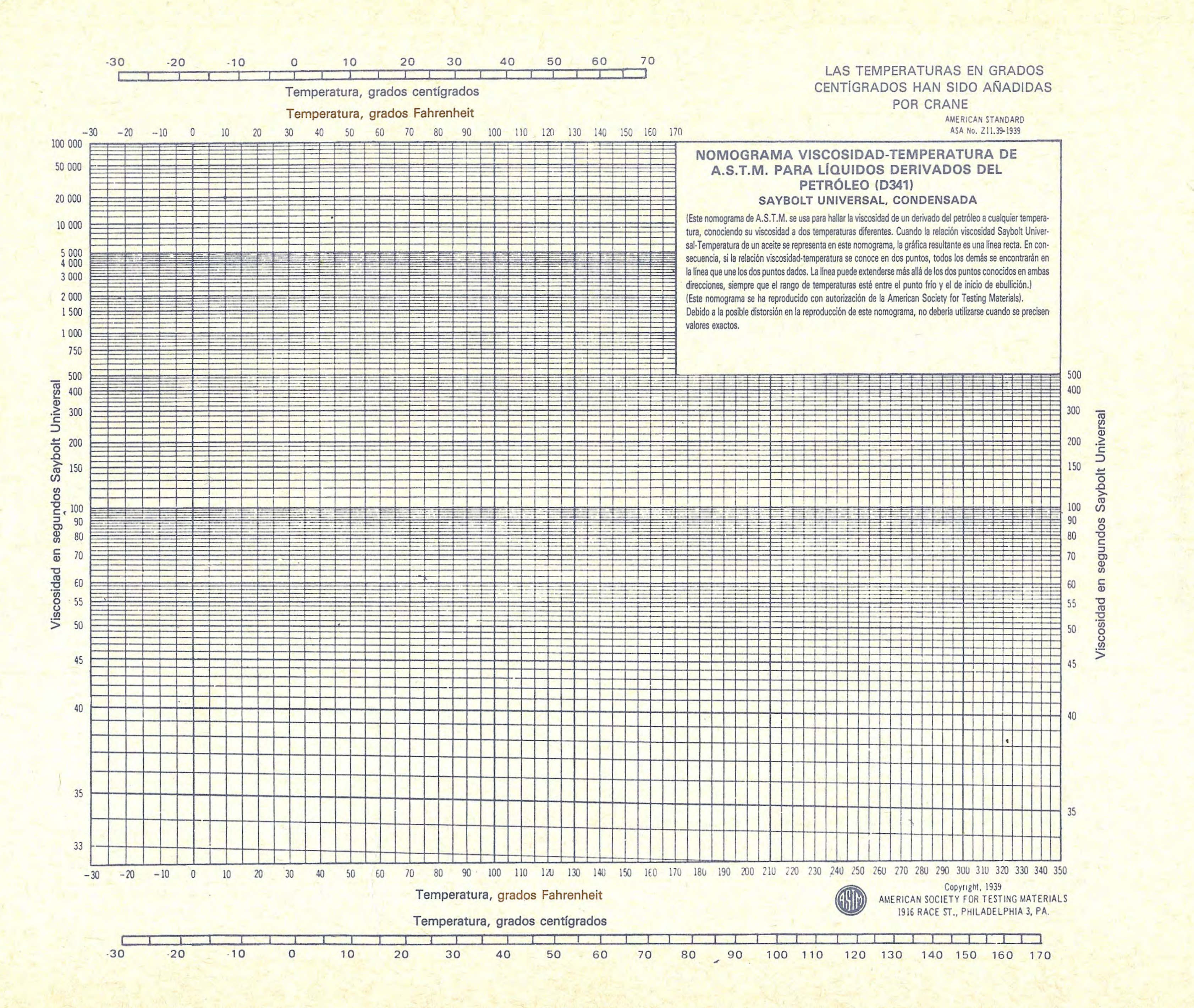
Problema 2: Determínese la viscosidad absoluta de un aceite que tiene un peso específico de 0.83 y una viscosidad Saybolt Furol de 40 segundos.

Solución 2: Únase el 0.83 de la escala de pesos específicos con el 40 de la viscosidad Saybolt Furol; en la intersección con la escala de viscosidades absolutas se lee 67 centipoises.

B-6b. Equivalencias entre viscosidades cinemática, Saybolt Universal, Saybolt Furol y absoluta



B-7. Nomograma de viscosidad Saybolt Universal



B-8a. Equivalencias entre grados API, grados Baumé, peso específico y densidad a 60°F/60°F (15.6°C/15.6°C)

Grados API o Baumé	Valores para la escala API — Aceites		Valores para la escala Baumé — Líquidos menos pesados que el agua		Valores para la escala Baumé — Líquidos más pesados que el agua	
	Peso específico S	Densidad kg/m³ ρ	Peso específico S	Densidad kg/m³ ρ	Peso específico S	Densidad kg/m³ ρ
0	...	...	...	...	1.0000	998.9
2	...	...	...	...	1.0140	1013.0
4	...	...	...	...	1.0284	1027.4
6	...	...	...	...	1.0432	1042.2
8	...	...	...	...	1.0584	1057.4
10	1.0000	998.9	1.0000	998.9	1.0741	1073.1
12	0.9861	985.1	0.9859	985.0	1.0902	1089.1
14	0.9725	971.5	0.9722	971.2	1.1069	1105.8
16	0.9593	958.4	0.9589	957.9	1.1240	1122.9
18	0.9465	945.6	0.9459	944.9	1.1417	1140.5
20	0.9340	933.1	0.9333	932.3	1.1600	1158.8
22	0.9218	927.0	0.9211	920.1	1.1789	1177.7
24	0.9100	909.0	0.9091	908.2	1.1983	1197.1
26	0.8984	897.5	0.8974	896.6	1.2185	1217.2
28	0.8871	886.1	0.8861	885.2	1.2393	1238.1
30	0.8762	875.3	0.8750	874.1	1.2609	1259.7
32	0.8654	864.5	0.8642	863.4	1.2832	1282.0
34	0.8550	854.1	0.8537	852.8	1.3063	1305.0
36	0.8448	844.0	0.8434	842.6	1.3303	1328.9
38	0.8348	833.9	0.8333	832.5	1.3551	1353.7
40	0.8251	824.3	0.8235	822.7	1.3810	1379.7
42	0.8155	814.7	0.8140	813.1	1.4078	1406.4
44	0.8063	805.4	0.8046	803.8	1.4356	1434.1
46	0.7972	796.4	0.7955	794.7	1.4646	1463.1
48	0.7883	787.5	0.7865	785.7	1.4948	1493.2
50	0.7796	778.8	0.7778	777.1	1.5263	1524.8
52	0.7711	770.3	0.7692	768.4	1.5591	1557.5
54	0.7628	762.0	0.7609	760.1	1.5934	1591.8
56	0.7547	754.0	0.7527	751.9	1.6292	1627.5
58	0.7467	746.0	0.7447	743.9	1.6667	1665.0
60	0.7389	738.1	0.7368	736.1	1.7059	1704.2
62	0.7313	730.6	0.7292	728.5	1.7470	1745.2
64	0.7238	723.1	0.7216	720.8	1.7901	1788.3
66	0.7165	715.7	0.7143	713.6	1.8354	1833.5
68	0.7093	708.5	0.7071	706.4	1.8831	1881.2
70	0.7022	701.5	0.7000	699.4	1.9333	1931.4
72	0.6953	694.6	0.6931	692.3	...	...
74	0.6886	687.8	0.6863	685.6	...	...
76	0.6819	681.3	0.6796	678.9	...	...
78	0.6754	674.7	0.6731	672.5	...	...
80	0.6690	668.3	0.6667	666.0	...	...
82	0.6628	662.0	0.6604	659.8	...	...
84	0.6566	656.0	0.6542	653.6	...	...
86	0.6506	649.9	0.6482	647.5	...	...
88	0.6446	643.9	0.6422	641.5	...	...
90	0.6388	638.2	0.6364	635.8	...	...
92	0.6331	632.4	0.6306	630.0	...	...
94	0.6275	626.8	0.6250	624.4	...	...
96	0.6220	621.4	0.6195	618.8	...	...
98	0.6166	615.9	0.6140	613.3	...	...
100	0.6112	610.6	0.6087	608.1	...	...

Para obtener densidades en kilogramos por litro (kg/litro) divídanse las densidades en kg/m³ por 10^3

Para las fórmulas, consúltense las páginas 1-3 y 1-4

B-8b. Equivalencias entre grados API, grados Baumé, peso específico, densidad y libras por galón a 60°F/60°F

Grados API o Baumé	Valores para la escala API — Aceites			Valores para la escala Baumé — Líquidos menos pesados que el agua			Valores para la escala Baumé — Líquidos más pesados que el agua		
	Peso específico S	Densidad lb/pie³ ρ	lb/galón	Peso específico S	Densidad lb/pie³ ρ	lb/galón	Peso específico S	Densidad lb/pie³ ρ	lb/galón
0	...	...	...	...	...	...	1.0000	62.36	8.337
2	...	...	...	...	...	...	1.0140	63.24	8.454
4	...	...	...	...	...	...	1.0284	64.14	8.574
6	...	...	...	...	...	...	1.0432	65.06	8.697
8	...	...	...	...	...	...	1.0584	66.01	8.824
10	1.0000	62.36	8.337	1.0000	62.36	8.337	1.0741	66.99	8.955
12	0.9861	61.50	8.221	0.9859	61.49	8.219	1.0902	67.99	9.089
14	0.9725	60.65	8.108	0.9722	60.63	8.105	1.1069	69.03	9.228
16	0.9593	59.83	7.998	0.9589	59.80	7.994	1.1240	70.10	9.371
18	0.9465	59.03	7.891	0.9459	58.99	7.886	1.1417	71.20	9.518
20	0.9340	58.25	7.787	0.9333	58.20	7.781	1.1600	72.34	9.671
22	0.9218	57.87	7.736	0.9211	57.44	7.679	1.1789	73.52	9.828
24	0.9100	56.75	7.587	0.9091	56.70	7.579	1.1983	74.73	9.990
26	0.8984	56.03	7.490	0.8974	55.97	7.482	1.2185	75.99	10.159
28	0.8871	55.32	7.396	0.8861	55.26	7.387	1.2393	77.29	10.332
30	0.8762	54.64	7.305	0.8750	54.57	7.295	1.2609	78.64	10.512
32	0.8654	53.97	7.215	0.8642	53.90	7.205	1.2832	80.03	10.698
34	0.8550	53.32	7.128	0.8537	53.24	7.117	1.3063	81.47	10.891
36	0.8448	52.69	7.043	0.8434	52.60	7.031	1.3303	82.96	11.091
38	0.8348	52.06	6.960	0.8333	51.97	6.947	1.3551	84.51	11.297
40	0.8251	51.46	6.879	0.8235	51.36	6.865	1.3810	86.13	11.513
42	0.8155	50.86	6.799	0.8140	50.76	6.786	1.4078	87.80	11.737
44	0.8063	50.28	6.722	0.8046	50.18	6.708	1.4356	89.53	11.969
46	0.7972	49.72	6.646	0.7955	49.61	6.632	1.4646	91.34	12.210
48	0.7883	49.16	6.572	0.7865	49.05	6.557	1.4948	93.22	12.462
50	0.7796	48.62	6.499	0.7778	48.51	6.484	1.5263	95.19	12.725
52	0.7711	48.09	6.429	0.7692	47.97	6.413	1.5591	97.23	12.998
54	0.7628	47.57	6.359	0.7609	47.45	6.344	1.5934	99.37	13.284
56	0.7547	47.07	6.292	0.7527	46.94	6.275	1.6292	101.60	13.583
58	0.7467	46.57	6.225	0.7447	46.44	6.209	1.6667	103.94	13.895
60	0.7389	46.08	6.160	0.7368	45.95	6.143	1.7059	106.39	14.222
62	0.7313	45.61	6.097	0.7292	45.48	6.079	1.7470	108.95	14.565
64	0.7238	45.14	6.034	0.7216	45.00	6.016	1.7901	111.64	14.924
66	0.7165	44.68	5.973	0.7143	44.55	5.955	1.8354	114.46	15.302
68	0.7093	44.23	5.913	0.7071	44.10	5.895	1.8831	117.44	15.699
70	0.7022	43.79	5.854	0.7000	43.66	5.836	1.9333	120.57	16.118
72	0.6953	43.36	5.797	0.6931	43.22	5.778	...	...	...
74	0.6886	42.94	5.741	0.6863	42.80	5.722	...	...	...
76	0.6819	42.53	5.685	0.6796	42.38	5.666	...	...	...
78	0.6754	42.12	5.631	0.6731	41.98	5.612	...	...	...
80	0.6690	41.72	5.577	0.6667	41.58	5.558	...	...	...
82	0.6628	41.33	5.526	0.6604	41.19	5.506	...	...	...
84	0.6566	40.95	5.474	0.6542	40.80	5.454	...	...	...
86	0.6506	40.57	5.424	0.6482	40.42	5.404	...	...	...
88	0.6446	40.20	5.374	0.6422	40.05	5.354	...	...	...
90	0.6388	39.84	5.326	0.6364	39.69	5.306	...	...	...
92	0.6331	39.48	5.278	0.6306	39.33	5.257	...	...	...
94	0.6275	39.13	5.231	0.6250	38.98	5.211	...	...	...
96	0.6220	38.79	5.186	0.6195	38.63	5.165	...	...	...
98	0.6166	38.45	5.141	0.6140	38.29	5.119	...	...	...
100	0.6112	38.12	5.096	0.6087	37.96	5.075	...	...	...

B-9. SISTEMA INTERNACIONAL DE UNIDADES (SI)

El nombre Système International d'Unités (Sistema Internacional de Unidades) en abreviatura SI, se adoptó en la 11ª Conferencia General de Pesos y Medidas en 1960.

Este sistema incluye tres clases de unidades:
(1) unidades fundamentales
(2) unidades suplementarias
(3) unidades derivadas
Todas ellas forman el Sistema Internacional de Unidades

UNIDADES FUNDAMENTALES

Unidad de:	Nombre	Símbolo
longitud	metro	m
masa	kilogramo	kg
tiempo	segundo	s
corriente eléctrica	ampere	A
temperatura termodinámica	kelvin	K
intensidad luminosa	candela	cd
cantidad de materia	mol	mol

UNIDADES SUPLEMENTARIAS

ángulo plano	radian	rad
ángulo sólido	esterorradián	sr

UNIDADES DERIVADAS

			Equivalencias
frecuencia	hertz	Hz	1 Hz = 1 ciclo/s
fuerza	newton	N	1 N = 1 kg/m/s²
presión y tensión mecánica	pascal	Pa	1 Pa = 1 N/m²
trabajo, energía, cantidad de calor	joule	J	1 J = 1 N m
potencia	watt	W	1 W = 1 J/s
cantidad de electricidad	coulomb	C	1 C = 1 A s
capacidad eléctrica potencial eléctrico, tensión, diferencia de potencial, fuerza electromotriz	volt	V	1 V = 1 W/A
capacidad eléctrica	farad	F	1 F = 1 A s/v
resistencia eléctrica	ohm	Ω	1 Ω = 1 V/A
conductancia eléctrica	siemens	S	1 S = 1 Ω⁻¹
flujo de inducción magnética, flujo magnético	weber	Wb	1 Wb = 1 V s
densidad de flujo magnético inducción magnética	tesla	T	1 T = 1 Wb/m²
inductancia	henry	H	1 H = 1 V s/A
flujo luminoso	lumen	lm	1 lm = 1 cd sr
iluminación	lux	lx	1 lx = 1 lm/m²

B-9. SISTEMA INTERNACIONAL DE UNIDADES (SI) (continuación)

EXCEPCIONES

Ciertas unidades que no pertenecen al SI pero que son reconocidas internacionalmente, continuarán en uso. Las más importantes son:

TIEMPO:
Además de segundo(s) se seguirán utilizando las siguientes unidades:

Nombre:	Símbolo
minuto	min
hora	h
día	d

también continuarán en uso otras unidades como semana, mes y año

ÁNGULO PLANO:
Además del radián (rad) se seguirán utilizando las siguientes unidades:

Nombre	Símbolo
grado	°
minuto	′
segundo	″

TEMPERATURA:
Además del Kelvin (K), que se refiere a la escala absoluta o termodinámica, las temperaturas ordinarias se medirán en grados Celsius (°C), anteriormente llamados centígrados. Los intervalos entre grados en las escalas Kelvin y Celsius son idénticos, pero mientras el 0 Kelvin es el cero absoluto, 0 grados Celsius es la temperatura de fusión del hielo.

MÚLTIPLOS Y SUBMÚLTIPLOS DECIMALES DE UNIDADES DEL SI—PREFIJOS

Factor	Prefijo	Símbolo
10^{12}	tera	T
10^{9}	giga	G
10^{6}	mega	M
10^{3}	kilo	k
10^{2}	hecto	h
10	deca	da
10^{-1}	deci	d
10^{-2}	centi	c
10^{-3}	mili	m
10^{-6}	micro	μ
10^{-9}	nano	n
10^{-12}	pico	p
10^{-15}	femto	f
10^{-18}	atto	a

Cuando se añade un prefijo a una unidad se considera unido a dicha unidad, formando un nuevo símbolo de la unidad, que puede elevarse a potencias positivas o negativas y puede combinarse con otros símbolos de unidades para formar unidades compuestas. Cuando una combinación prefijo-símbolo está elevada a una potencia positiva (o negativa), deben considerarse como una única unidad y no como entes separados

USO ESCRITO DE SÍMBOLOS Y PREFIJOS

Las unidades primarias se separan entre sí

Ej: N m (newton metro)
kW h (kilowatt hora)

Los prefijos se colocan junto a las unidades

Ej: MN (meganewton)
kJ (kilojoule)

B-10. Tablas de conversión de unidades

Las equivalencias de conversión entre unidades dadas en esta página y en las siguientes se basan generalmente en la British Standard 350: Part I : 1974.

En algunos casos se han redondeado las cifras pero con un cierto límite, de modo que puedan considerarse de valor práctico para el ingeniero.

Longitud

milímetro mm	centímetro cm	metro m	pulgada in	pie ft	yarda yd
1	0.1	0.001	0.0394	0.0033	0.0011
10	1	0.01	0.3937	0.0328	0.0109
1000	100	1	39.3701	3.2808	1.0936
25.4	2.54	0.0254	1	0.0833	0.0278
304.8	30.48	0.3048	12	1	0.3333
914.4	91.44	0.9144	36	3	1

1 kilómetro = 1000 metros = 0'62137 millas

1 milla = 1609'34 metros = 1'60934 kilómetros

Área

milímetro cuadrado mm^2	centímetro cuadrado cm^2	metro cuadrado m^2	pulgada cuadrada in^2	pie cuadrado ft^2	yarda cuadrada yd^2
1	0.01	10^{-6}	1.55×10^{-3}	1.076×10^{-5}	1.196×10^{-6}
100	1	10^{-4}	0.155	1.076×10^{-3}	1.196×10^{-4}
10^6	10 000	1	1550	10.764	1.196
645.16	6.4516	6.452×10^{-4}	1	6.944×10^{-3}	7.716×10^{-4}
92 903	929.03	0.093	144	1	0.111
836 127	8361.27	0.836	1296	9	1

Volumen

milímetro cúbico mm^3	centímetro cúbico cm^3	metro cúbico m^3	pulgada cúbica in^3	pie cúbico ft^3	yarda cúbica yd^3
1	0.001	10^{-9}	6.1×10^{-5}	3.531×10^{-8}	1.308×10^{-9}
1000	1	10^{-6}	0.061	3.531×10^{-5}	1.308×10^{-6}
10^9	10^6	1	61 024	35.31	1.308
16 387	16.39	1.639×10^{-5}	1	5.787×10^{-4}	2.143×10^{-5}
2.832×10^7	2.832×10^4	0.0283	1728	1	0.0370
7.646×10^8	7.646×10^5	0.7646	46 656	27	1

Capacidad

metro cúbico m^3	litro l	mililitro ml	galón U.K. U.K. gal	galón U.S. U.S. gal	pie cúbico ft^3
1	1000	10^6	220	264.2	35.3147
0.001	1	1000	0.22	0.2642	0.0353
10^{-6}	0.001	1	2.2×10^{-4}	2.642×10^{-4}	3.53×10^{-5}
0.00455	4.546	4546	1	1.201	0.1605
0.00378	3.785	3785	0.8327	1	0.1337
0.0283	28.317	28 317	6.2288	7.4805	1

1 Barril U.S. = 42 galones U.S. (medida para petróleo)

1 litro = 10^6 mm^3 = 10^3 cm^3 = 1 decímetro cúbico (1 dm^3)

1 litro = 1.76 pintas U.K. = 2.113 pintas U.S.

Al galón U.K. y pinta U.K. se les llama también galón Imperial y pinta Imperial

B-10. Tablas de conversión de unidades (continuación)

Velocidad

metro por segundo m/s	pie por segundo ft/s	metro por minuto m/min	pie por minuto ft/min	kilómetro por hora km/h	milla por hora mi/h
1	3.281	60	196.85	3.6	2.2369
0.305	1	18.288	60	1.0973	0.6818
0.017	0.055	1	3.281	0.06	0.0373
0.005	0.017	0.305	1	0.0183	0.01136
0.278	0.911	16.667	54.68	1	0.6214
0.447	1.467	26.822	88	1.6093	1

Masa

kilogramo kg	libra lb	quintal cwt	tonelada t	tonelada U.K.	tonelada U.S. sh ton
1	2.205	0.0197	0.001	9.84×10^{-4}	0.0011
0.454	1	0.0089	4.54×10^{-4}	4.46×10^{-4}	5.0×10^{-4}
50.802	112	1	0.0508	0.05	0.056
1000	2204.6	19.684	1	0.9842	1.1023
1016	2240	20	1.0161	1	1.12
907.2	2000	17.857	0.9072	0.8929	1

Caudal en unidades de masa

kilogramo por segundo kg/s	libra por segundo lb/s	kilogramo por hora kg/h	libra por hora lb/h	U.K ton/hor ton/h	tonelada/h t/h
1	2.205	3600	7936.64	3.5431	3.6
0.454	1	1633	3600	1.607	1.633
2.78×10^{-4}	6.12×10^{-4}	1	2.205	9.84×10^{-4}	0.001
1.26×10^{-4}	2.78×10^{-4}	0.454	1	4.46×10^{-4}	4.54×10^{-4}
0.282	0.622	1016	2240	1	1.016
0.278	0.612	1000	2204.6	0.9842	1

Caudal volumétrico

litro por segundo l/s	litro por minuto l/min	metro cúbico por hora m^3/h	pie cúbico por hora ft^3/h	pie cúbico por minuto ft^3/min	galón U.K. por minuto U.K.gal/min	galón U.S. por minuto US gal/min	barril U.S. por día US barril/d
1	60	3.6	127.133	2.1189	13.2	15.85	543.439
0.017	1	0.06	2.1189	0.0353	0.22	0.264	9.057
0.278	16.667	1	35.3147	0.5886	3.666	4.403	150.955
0.008	0.472	0.0283	1	0.0167	0.104	0.125	4.275
0.472	28.317	1.6990	60	1	6.229	7.480	256.475
0.076	4.546	0.2728	9.6326	0.1605	1	1.201	41.175
0.063	3.785	0.2271	8.0209	0.1337	0.833	1	34.286
0.002	0.110	0.0066	0.2339	0.0039	0.024	0.029	1

Fuerza

newton N	kilonewton kN	kilogramo-fuerza kgf	libra-fuerza lbf
1	0.001	0.102	0.225
1000	1	101.97	224.81
9.807	0.0098	1	2.205
4.448	0.0044	0.454	1

*El kilogramo fuerza a veces se llama kilopond (kp)

B-10. Tablas de conversión de unidades (continuación)

Presión y altura de líquido

Newton por metro cuadrado N/m^2	milibar ($10^2 N/m^2$) mbar	bar ($10^5 N/m^2$) bar	kilogramo fuerza por centímetro cuadrado kgf/cm^2	libra-fuerza por pulgada cuadrada lbf/in^2	pie de agua ft H_2O	metro de agua m H_2O	milímetro de mercurio mm Hg	pulgada de mercurio in Hg
1	0.01	10^{-5}	1.02×10^{-5}	1.45×10^{-4}	3.3×10^{-4}	1.02×10^{-4}	0.0075	2.95×10^{-4}
100	1	0.001	1.02×10^{-3}	0.0145	0.033	0.0102	0.75	0.029
10^5	1000	1	1.02	14.5	33.455	10.2	750.1	29.53
98 067	980.7	0.981	1	14.22	32.808	10.0	735.6	28.96
6895	68.95	0.069	0.0703	1	2.307	0.703	51.71	2.036
2989	29.89	0.03	0.0305	0.433	1	0.305	22.42	0.883
9807	98.07	0.098	0.1	1.42	3.28	1	73.55	2.896
133.3	1.333	0.0013	0.0014	0.019	0.045	0.014	1	0.039
3386	33.86	0.0338	0.0345	0.491	1.133	0.345	25.4	1

El nombre especial de "pascal" (símbolo Pa) es dado a la unidad N/m^2 (1 Pa = 1 N/m^2)
1 mm Hg se le conoce también con el nombre "tor"
La atmósfera estándar internacional (1 atm) = 101 325 pascals o 1.01325 bar. Es igual a 1.03323 kgf/cm^2 o 14.6959 lbf/in^2
La atmósfera técnica (métrica), (1 at) = 1 kgf/cm^2 o 0.98066 bar. Esto es igual a 14.2233 lbf/in^2
Las condiciones de referencia convencionales conocidas como "temperatura y presión estándar" (stp) son: 1.01325 bars a 0°C = 14.6959 lbf/in^2 a 0°C.
Las condiciones de referencia estándar (st) para gases son 1.01325 bar a 15°C y secos, como los define la International Gas Union. Se conocen también como condiciones métricas estándar (MSC).

Energía, Trabajo Calor

joule J	kilojoule kJ	megajoule MJ	pie libra-fuerza ft lbf	unidad térmica británica B.t.u.	termia	kilowatt hora kW h
1	0.001	10^{-6}	0.737	9.48×10^{-4}	9.48×10^{-9}	2.78×10^{-7}
1000	1	0.001	737.56	0.9478	9.48×10^{-6}	2.78×10^{-4}
10^6	1000	1	737 562	947.82	9.48×10^{-3}	0.2778
1.356	1.36×10^{-3}	1.36×10^{-6}	1	1.28×10^{-3}	1.28×10^{-8}	3.77×10^{-7}
1055.1	1.0551	1.05×10^{-3}	778.17	1	10^{-5}	2.931×10^{-4}
1.0551×10^8	105 510	105.51	7.78×10^7	100 000	1	29.307
3.6×10^6	3600	3.6	2.65×10^6	3412.1	0.03412	1

1 joule = 1 newton metro

Potencia

Watt W	kilogramo-fuerza metro segundo kgf m/s	caballo de vapor métrico	pie libra fuerza por segundo ft lbf/s	caballo de vapor hp
1	0.102	0.00136	0.738	0.0013
9.806	1	0.0133	7.233	0.0131
735.5	75	1	542.476	0.9863
1.356	0.138	1.84×10^{-3}	1	1.82×10^{-3}
745.70	76.04	1.0139	550.0	1

1 watt = 1 joule por segundo = 1 newton metro por segundo
El caballo de vapor métrico se llama "cheval vapeur" (ch) o (CV) en Francia.
En Alemania se llama "Pferdestärke" (PS)

Densidad 1 g/cm^3 = 1000 kg/m^3 = 0.0361 lb/in^3
1 kg/m^3 = 0.001 g/cm^3 = 0.0624 lb/ft^3

Volumen específico: 1 cm^3/g = 0.001 m^3/kg = 27.68 in^3/lb
1 m^3/kg = 1000 cm^3/g = 16.0185 ft^3/lb

B-11a. Flujo de agua en tuberías de acero de cédula 40

Caída de presión en 100 metros y velocidad en tuberías de cédula 40, para agua a 15°C																
Caudal (litros por minuto)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)	Velocidad (metros por segundo)	Caída de presión (bar)
	1/8"		1/4"		3/8"		1/2"		3/4"							
1	0.459	0.726	0.251	0.17												
											1"					
2	0.918	2.59	0.501	0.60	0.272	0.136	0.170	0.044								
3	1.38	5.59	0.752	1.22	0.407	0.29	0.255	0.091	0.144	0.023						
4	1.84	9.57	1.00	2.09	0.543	0.48	0.340	0.151	0.192	0.038	0.120	0.012				
5	2.29	14.45	1.25	3.18	0.679	0.70	0.425	0.223	0.241	0.057	0.150	0.017				
													1 1/4"		1 1/2"	
6	2.75	20.29	1.50	4.46	0.815	0.98	0.510	0.309	0.289	0.077	0.180	0.024				
8	3.67	35.16	2.01	7.36	1.09	1.69	0.680	0.524	0.385	0.129	0.240	0.041	0.138	0.011		
10			2.51	11.81	1.36	2.52	0.850	0.798	0.481	0.193	0.300	0.061	0.172	0.015	0.127	0.008
15			3.76	25.67	2.04	5.37	1.28	1.69	0.722	0.403	0.450	0.124	0.258	0.032	0.190	0.015
	2"															
20					2.72	9.24	1.70	2.84	0.962	0.683	0.600	0.210	0.344	0.054	0.254	0.026
			2 1/2"													
30	0.231	0.016					2.55	6.17	1.44	1.45	0.900	0.442	0.517	0.114	0.380	0.053
40	0.308	0.027	0.216	0.010			3.40	10.72	1.92	2.50	1.20	0.758	0.689	0.193	0.507	0.091
50	0.385	0.039	0.270	0.017					2.41	3.83	1.50	1.14	0.861	0.290	0.634	0.135
60	0.462	0.055	0.324	0.023					2.89	5.41	1.80	1.61	1.03	0.400	0.761	0.187
					3"											
70	0.539	0.098	0.378	0.031					3.37	7.27	2.10	2.15	1.21	0.541	0.888	0.248
							3 1/2"									
80	0.616	0.092	0.432	0.039	0.280	0.014			3.85	9.27	2.40	2.76	1.38	0.690	1.01	0.315
									4"							
90	0.693	0.115	0.486	0.048	0.315	0.017	0.235	0.008			2.70	3.47	1.55	0.862	1.14	0.397
100	0.770	0.141	0.540	0.059	0.350	0.020	0.261	0.010			3.00	4.25	1.72	1.05	1.27	0.488
150	1.15	0.295	0.810	0.125	0.524	0.042	0.392	0.021	0.304	0.011	4.50	9.30	2.58	2.26	1.90	1.03
200	1.54	0.512	1.08	0.212	0.699	0.072	0.523	0.036	0.405	0.019			3.44	3.91	2.54	1.81
											5"					
250	1.92	0.773	1.35	0.322	0.874	0.108	0.653	0.053	0.507	0.028					3.17	2.74
													6"			
300	2.31	1.10	1.62	0.449	1.05	0.152	0.784	0.074	0.608	0.040	0.387	0.014			3.80	3.82
350	2.69	1.47	1.89	0.606	1.22	0.203	0.915	0.099	0.710	0.053	0.452	0.018			4.44	5.18
400	3.08	1.92	2.16	0.780	1.40	0.264	1.05	0.128	0.811	0.068	0.516	0.023	0.357	0.009	5.07	6.69
450	3.46	2.39	2.43	0.979	1.57	0.329	1.18	0.161	0.912	0.084	0.581	0.028	0.402	0.012	5.71	8.45
500	3.85	2.95	2.70	1.20	1.75	0.403	1.31	0.196	1.01	0.101	0.646	0.034	0.447	0.014		
550	4.23	3.55	2.97	1.44	1.92	0.479	1.44	0.232	1.11	0.122	0.710	0.041	0.491	0.016		
600	4.62	4.20	3.24	1.69	2.10	0.566	1.57	0.273	1.22	0.146	0.775	0.047	0.536	0.019		
650	5.00	6.88	3.51	1.97	2.27	0.658	1.70	0.319	1.32	0.169	0.839	0.055	0.581	0.022		
700	5.39	5.63	3.78	2.28	2.45	0.759	1.83	0.368	1.42	0.194	0.904	0.063	0.625	0.025		
															8"	
750	5.77	6.44	4.05	2.60	2.62	0.863	1.96	0.420	1.52	0.218	0.968	0.072	0.670	0.029		
800			4.32	2.95	2.80	0.977	2.09	0.473	1.62	0.246	1.03	0.081	0.715	0.032		
850			4.59	3.31	2.97	1.09	2.22	0.528	1.72	0.277	1.10	0.091	0.760	0.036	0.439	0.009
900					3.15	1.22	2.35	0.585	1.82	0.308	1.16	0.010	0.804	0.041	0.465	0.010
950					3.32	1.35	2.48	0.649	1.93	0.342	1.23	0.111	0.849	0.045	0.491	0.012
1000					3.5	1.50	2.61	0.714	2.03	0.377	1.29	0.122	0.894	0.049	0.516	0.013
1100					3.85	1.75	2.87	0.860	2.23	0.452	1.42	0.147	0.983	0.059	0.568	0.015
1200					4.20	2.14	3.14	1.02	2.43	0.534	1.55	0.172	1.07	0.069	0.620	0.018
1300							3.40	1.19	2.64	0.627	1.68	0.200	1.16	0.080	0.671	0.021
1400							3.66	1.37	2.84	0.722	1.81	0.232	1.25	0.091	0.723	0.024
1500							3.92	1.56	3.04	0.818	1.94	0.264	1.34	0.105	0.775	0.027
	10"															
1600							4.18	1.78	3.24	0.924	2.07	0.297	1.43	0.118	0.826	0.031
1700							4.44	1.99	3.45	1.04	2.19	0.331	1.52	0.132	0.878	0.035
1800	0.590	0.012							3.65	1.16	2.32	0.369	1.61	0.147	0.930	0.039
1900	0.622	0.014							3.85	1.28	2.45	0.410	1.70	0.163	0.981	0.042
2000	0.655	0.015							4.05	1.41	2.58	0.452	1.79	0.181	1.03	0.046
			12"													
2200	0.721	0.018							4.46	1.70	2.84	0.545	1.97	0.217	1.14	0.056
2400	0.786	0.021									3.10	0.645	2.14	0.253	1.24	0.065
					14"											
2600	0.852	0.025	0.600	0.010							3.36	0.749	2.32	0.296	1.34	0.076
2800	0.917	0.028	0.646	0.012							3.61	0.859	2.50	0.339	1.45	0.087
3000	0.983	0.032	0.692	0.013	0.573	0.008					3.87	0.982	2.68	0.387	1.55	0.099
							16"									
3500	1.15	0.043	0.810	0.018	0.668	0.011					4.52	1.33	3.13	0.526	1.81	0.134
4000	1.31	0.055	0.923	0.023	0.764	0.014					5.16	1.72	3.57	0.673	2.07	0.172
4500	1.47	0.068	1.04	0.029	0.860	0.018	0.658	0.009					4.02	0.853	2.32	0.214
5000	1.64	0.084	1.15	0.034	0.955	0.022	0.731	0.011					4.47	1.04	2.58	0.262
									18"							
6000	1.96	0.118	1.38	0.049	1.15	0.031	0.877	0.016					5.36	1.47	3.10	0.373
7000	2.29	0.158	1.61	0.065	1.34	0.042	1.02	0.021	0.808	0.012			6.25	2.0	3.61	0.499
8000	2.62	0.204	1.84	0.085	1.53	0.054	1.17	0.027	0.924	0.015			7.15	2.59	4.13	0.650
9000	2.95	0.256	2.08	0.107	1.72	0.067	1.31	0.033	1.04	0.019					4.65	0.816
											20"					
10 000	3.28	0.313	2.31	0.130	1.91	0.081	1.46	0.041	1.15	0.023					5.16	0.992
													24"			
12 000	3.93	0.447	2.77	0.184	2.29	0.114	1.75	0.057	1.38	0.032	1.11	0.019			6.20	1.41
14 000	4.59	0.600	3.23	0.246	2.67	0.153	2.05	0.077	1.62	0.044	1.30	0.025			7.23	1.91
16 000	5.24	0.776	3.69	0.317	3.06	0.198	2.34	0.099	1.85	0.056	1.49	0.032	1.03	0.013	8.26	2.48
18 000	5.90	0.975	4.15	0.398	3.44	0.246	2.63	0.124	2.08	0.069	1.67	0.040	1.16	0.016		
20 000	6.55	1.19	4.61	0.487	3.82	0.302	2.92	0.152	2.31	0.084	1.86	0.049	1.28	0.020		
25 000	8.19	1.83	5.77	0.758	4.77	0.469	3.65	0.234	2.89	0.130	2.32	0.076	1.61	0.030		
30 000			6.92	1.08	5.73	0.669	4.38	0.332	3.46	0.183	2.79	0.108	1.93	0.043		
35 000			8.07	1.46	6.68	0.903	5.12	0.446	4.04	0.248	3.25	0.144	2.25	0.057		
40 000			9.23	1.90	7.64	1.17	5.85	0.578	4.62	0.319	3.72	0.186	2.57	0.074		
45 000			10.38	2.39	8.59	1.47	6.58	0.726	5.19	0.400	4.18	0.233	2.89	0.092		
50 000					9.55	1.81	7.31	0.888	5.77	0.491	4.64	0.284	3.21	0.113		
55 000							8.04	1.07	6.35	0.594	5.11	0.343	3.53	0.136		
60 000							8.77	1.27	6.93	0.708	5.58	0.411	3.86	0.161		
65 000							9.5	1.49	7.50	0.822	6.04	0.475	4.18	0.189		
70 000							10.2	1.70	8.08	0.955	6.51	0.552	4.50	0.216		
75 000							11.0	1.98	8.66	1.10	6.97	0.628	4.82	0.246		

1 metro cúbico = 1 000 litros

Consúlten las explicaciones de la página B-20 para obtener la pérdida de presión y la velocidad en tuberías que no sean de cédula 40 y para longitudes diferentes a 100 metros.

B-11b. Flujo de agua en tuberías de acero de cédula 40

Caudal		Caída de presión en 100 pies y velocidad en tuberías de cédula 40 para agua a 60°F															
Galones por minuto	Pies cúbicos por segundo	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2	Velocidad Pies por Segundo	Caída de presión lb/pulg^2
		1/8"		1/4"		3/8"		1/2"									
.2	0.000446	1.13	1.86	0.616	0.359												
										3/4"							
.3	0.000668	1.69	4.22	0.924	0.903	0.504	0.159	0.317	0.061								
.4	0.000891	2.26	6.98	1.23	1.61	0.672	0.345	0.422	0.086								
.5	0.00111	2.82	10.5	1.54	2.39	0.840	0.539	0.528	0.167	0.301	0.033						
.6	0.00134	3.39	14.7	1.85	3.29	1.01	0.751	0.633	0.240	0.361	0.041						
.8	0.00178	4.52	25.0	2.46	5.44	1.34	1.25	0.844	0.408	0.481	0.102						
												1"		1 1/4"		1 1/2"	
1	0.00223	5.65	37.2	3.08	8.28	1.68	1.85	1.06	0.600	0.602	0.155	0.371	0.048				
2	0.00446	11.29	134.4	6.16	30.1	3.36	6.58	2.11	2.10	1.20	0.526	0.743	0.164	0.429	0.044		
3	0.00668			9.25	64.1	5.04	13.9	3.17	4.33	1.81	1.09	1.114	0.336	0.644	0.090	0.473	0.043
4	0.00891			12.33	111.2	6.72	23.9	4.22	7.42	2.41	1.83	1.49	0.565	0.858	0.150	0.630	0.071
		2"															
5	0.01114					8.40	36.7	5.28	11.2	3.01	2.75	1.86	0.835	1.073	0.223	0.788	0.104
				2 1/2"													
6	0.01337	0.574	0.044			10.08	51.9	6.33	15.8	3.61	3.84	2.23	1.17	1.29	0.309	0.946	0.145
8	0.01782	0.765	0.073			13.44	91.1	8.45	27.7	4.81	6.60	2.97	1.99	1.72	0.518	1.26	0.241
10	0.02228	0.956	0.108	0.670	0.046			10.56	42.4	6.02	9.99	3.71	2.99	2.15	0.774	1.58	0.361
						3"		3 1/2"									
15	0.03342	1.43	0.224	1.01	0.094					9.03	21.6	5.57	6.36	3.22	1.63	2.37	0.755
20	0.04456	1.91	0.375	1.34	0.158	0.868	0.056			12.03	37.8	7.43	10.9	4.29	2.78	3.16	1.28
										4"							
25	0.05570	2.39	0.561	1.68	0.234	1.09	0.083	0.812	0.041			9.28	16.7	5.37	4.22	3.94	1.93
30	0.06684	2.87	0.786	2.01	0.327	1.30	0.114	0.974	0.056			11.14	23.8	6.44	5.92	4.73	2.72
35	0.07798	3.35	1.05	2.35	0.436	1.52	0.151	1.14	0.071	0.882	0.041	12.99	32.2	7.51	7.90	5.52	3.64
40	0.08912	3.83	1.35	2.68	0.556	1.74	0.192	1.30	0.095	1.01	0.052	14.85	41,5	8.59	10.24	6.30	4.65
45	0.1003	4.30	1.67	3.02	0.668	1.95	0.239	1.46	0.117	1.13	0.064			9.67	12.80	7.09	5.85
												5"					
50	0.1114	4.78	2.03	3.35	0.839	2.17	0.288	1.62	0.142	1.26	0.076			10.74	15.66	7.88	7.15
60	0.1337	5.74	2.87	4.02	1.18	2.60	0.406	1.95	0.204	1.51	0.107			12.89	22.2	9.47	10.21
70	0.1560	6.70	3.84	4.69	1.59	3:04	0.540	2.27	0.261	1.76	0.143	1.12	0.047			11.05	13.71
80	0.1782	7.65	4.97	5.36	2.03	3.47	0.687	2.60	0.334	2.02	0.180	1.28	0.060			12.62	17.59
														6"			
90	0.2005	8.60	6.20	6.03	2.53	3.91	0.861	2.92	0.416	2.27	0.224	1.44	0.074			14.20	22.0
100	0.2228	9.56	7.59	6.70	3.09	4.34	1.05	3.25	0.509	2.52	0.272	1.60	0.090	1.11	0.036	15.78	26.9
125	0.2785	11.97	11.76	8.38	4.71	5.43	1.61	4.06	0.769	3.15	0.415	2.01	0.135	1.39	0.055	19.72	41.4
150	0.3342	14.36	16.70	10.05	6.69	6.51	2.24	4.87	1.08	3.78	0.580	2.41	0.190	1.67	0.077		
175	0.3899	16.75	22.3	11.73	8.97	7.60	3.00	5.68	1.44	4.41	0.774	2.81	0.253	1.94	0.102		
																8"	
200	0.4456	19.14	28.8	13.42	11.68	8.68	3.87	6.49	1.85	5.04	0.985	3.21	0.323	2.22	0.130		
225	0.5013	...	...	15.09	14.63	9.77	4.83	7.30	2.32	5.67	1.23	3.61	0.401	2.50	0.162	1.44	0.043
250	0.557	...	...	...	...	10.85	5.93	8.12	2.84	6.30	1.46	4.01	0.495	2.78	0.195	1.60	0.051
275	0.6127	...	...	...	...	11.94	7.14	8.93	3.40	6.93	1.79	4.41	0.583	3.05	0.234	1.76	0.061
300	0.6684	...	...	...	...	13.00	8.36	9.74	4.02	7.56	2.11	4.81	0.683	3.33	0.275	1.92	0.072
325	0.7241	...	...	...	...	14.12	9.89	10.53	4.09	8.19	2.47	5.21	0.797	3.61	0.320	2.08	0.083
350	0.7798			...	...	...	...	11.36	5.41	8.82	2.84	5.62	0.919	3.89	0.367	2.24	0.095
375	0.8355			...	...	...	...	12.17	6.18	9.45	3.25	6.02	1.05	4.16	0.416	2.40	0.108
400	0.8912			...	...	...	...	12.98	7.03	10.08	3.68	6.42	1.19	4.44	0.471	2.56	0.121
425	0.9469			...	...	...	...	13.80	7.89	10.71	4.12	6.82	1.33	4.72	0.529	2.73	0.136
		10"															
450	1.003			...	...	...	...	14.61	8.80	11.34	4.60	7.22	1.48	5.00	0.590	2.89	0.151
475	1.059	1.93	0.054			...	...	...	...	11.97	5.12	7.62	1.64	5.27	0.653	3.04	0.166
500	1.114	2.03	0.059			...	...	...	...	12.60	5.65	8.02	1.81	5.55	0.720	3.21	0.182
550	1.225	2.24	0.071			...	...	...	...	13.85	6.79	8.82	2.17	6.11	0,861	3.53	0.219
600	1.337	2.44	0.083			...	...	...	...	15.12	8.04	9.63	2.55	6.66	1.02	3.85	0.258
				12"													
650	1.448	2.64	0.097			...	...	...	...	...	...	10.43	2.98	7.22	1.18	4.17	0.301
700	1.560	2.85	0.112	2.01	0.047			...	...	...	...	11.23	3.43	7.78	1.35	4.49	0.343
						14"											
750	1.671	3.05	0.127	2.15	0.054			...	...	...	...	12.03	3.92	8.33	1.55	4.81	0.392
800	1.782	3.25	0.143	2.29	0.061			...	...	...	...	12.83	4.43	8.88	1.75	5.13	0.443
850	1.894	3.46	0.160	2.44	0.068	2.02	0.042	...	...	...	...	13.64	5.00	9.44	1.96	5.45	0.497
900	2.005	3.66	0.179	2.58	0.075	2.13	0.047	...	...	...	...	14.44	5.58	9.99	2.18	5.77	0.554
950	2.117	3.86	0.198	2.72	0.083	2.25	0.052			...	...	15.24	6.21	10.55	2.42	6.09	0.613
								16"									
1 000	2.228	4.07	0.218	2.87	0.091	2.37	0.057			...	...	16.04	6.84	11.10	2.68	6.41	0.675
1 100	2.451	4.48	0.260	3.15	0.110	2.61	0.068			...	...	17.65	8.23	12.22	3.22	7.05	0.807
1 200	2.674	4.88	0.306	3.44	0.128	2.85	0.080	2.18	0.042	...	...	...	...	13.33	3.81	7.70	0.948
1 300	2.896	5.29	0.355	3.73	0.150	3.08	0.093	2.36	0.048	...	...	...	...	14.43	4.45	8.33	1.11
1 400	3.119	5.70	0.409	4.01	0.171	3.32	0.107	2.54	0.055					15.55	5.13	8.98	1.28
										18"							
1 500	3.342	6.10	0.466	4.30	0.195	3.56	0.122	2.72	0.063					16.66	5.85	9.62	1.46
1 600	3.565	6.51	0.527	4.59	0.219	3.79	0.138	2.90	0.071					17.77	6.61	10.26	1.65
1 800	4.010	7.32	0.663	5.16	0.276	4.27	0.172	3.27	0.088	2.58	0.050			19.99	8.37	11.54	2.08
2 000	4.456	8.14	0.808	5.73	0.339	4.74	0.209	3.63	0.107	2.87	0.060			22.21	10.3	12.82	2.55
												20"					
2 500	5.570	10.17	1.24	7.17	0.515	5.93	0.321	4.54	0.163	3.59	0.091					16.03	3.94
														24"			
3 000	6.684	12.20	1.76	8.60	0.731	7.11	0.451	5.45	0.232	4.30	0.129	3.46	0.075			19.24	5.59
3 500	7.798	14.24	2.38	10.03	0.982	8.30	0.607	6.35	0.312	5.02	0.173	4.04	0.101			22.44	7.56
4 000	8.912	16.27	3.08	11.47	1.27	9.48	0.787	7.26	0.401	5.74	0.222	4.62	0.129	3.19	0.052	25.65	9.80
4 500	10.03	18.31	3.87	12.90	1.60	10.67	0.990	8.17	0.503	6.46	0.280	5.20	0.162	3.59	0.065	28.87	12.2
5 000	11.14	20.35	4.71	14.33	1.95	11.85	1.21	9.08	0.617	7.17	0.340	5.77	0.199	3.99	0.079	...	...
6 000	13.37	24.41	6.74	17.20	2.77	14.23	1.71	10.89	0.877	8.61	0.483	6.93	0.280	4.79	0.111	...	...
7 000	15.60	28.49	9.11	20.07	3.74	16.60	2.31	12.71	1.18	10.04	0.652	8.08	0.376	5.59	0.150	...	...
8 000	17.82	...	...	22.93	4.84	18.96	2.99	14.52	1.51	11.47	0.839	9.23	0.488	6.38	0.192	...	...
9 000	20.05	...	...	25.79	6.09	21.34	3.76	16.34	1.90	12.91	1.05	10.39	0.608	7.18	0.242	...	...
10 000	22.28	...	...	28.66	7.46	23.71	4.61	18.15	2.34	14.34	1.28	11.54	0.739	7.98	0.294	...	...
12 000	26.74	...	...	34.40	10.7	28.45	6.59	21.79	3.33	17.21	1.83	13.85	1.06	9.58	0.416	...	...
14 000	31.19	...	...	...	...	33.19	8.89	25.42	4.49	20.08	2.45	16.16	1.43	11.17	0.562	...	...
16 000	35.65	...	...	...	...	...	...	29.05	5.83	22.95	3.18	18.47	1.85	12.77	0.723	...	...
18 000	40.10	...	...	...	...	...	...	32.68	7.31	25.82	4.03	20.77	2.32	14.36	0.907	...	...
20 000	44.56	...	...	...	...	...	...	36.31	9.03	28.69	4.93	23.08	2.86	15.96	1.12	...	...

B-12a. Flujo de aire en tuberías de acero de cédula 40

Aire libre q'_m Metros cúbicos por minuto a 15°C y 1.013 bar absol.	**Aire comprimido** Metros cúbicos por minuto a 15°C y 7 bar manom.	**Pérdida de presión en bar por cada 100 metros de tubería cédula 40** Para aire a 7 bar manométricos y 15°C								
		1/8"	1/4"	3/8"	1/2"					
0.03	0.0038	0.093	0.021	0.0045						
0.06	0.0076	0.337	0.072	0.016	0.0051					
0.09	0.0114	0.719	0.154	0.033	0.011					
0.12	0.0152	1.278	0.267	0.058	0.018	3/4"				
0.15	0.0190	1.942	0.405	0.087	0.027	0.0067	1"			
0.2	0.0253	3.357	0.698	0.146	0.047	0.011	0.0035			
0.3	0.0379	7.554	1.57	0.319	0.099	0.024	0.0073			
0.4	0.0506		2.71	0.548	0.170	0.041	0.012	1 1/4"		
0.5	0.0632		4.10	0.842	0.257	0.062	0.018		1 1/2"	
0.6	0.0759		5.90	1.19	0.370	0.088	0.026	0.0066		
0.7	0.0885		8.03	1.62	0.494	0.117	0.035	0.0086	0.0041	
0.8	0.101			2.12	0.634	0.150	0.044	0.011	0.0053	
0.9	0.114			2.64	0.803	0.187	0.055	0.014	0.0065	
1.0	0.126			3.26	0.991	0.231	0.067	0.017	0.0079	2"
1.25	0.158			4.99	1.55	0.353	0.102	0.026	0.012	
1.5	0.190			7.20	2.19	0.499	0.147	0.036	0.017	0.0048
1.75	0.221	2 1/2"		9.79	2.98	0.679	0.196	0.047	0.022	0.0064
2.0	0.253				3.82	0.871	0.257	0.062	0.029	0.0082
2.25	0.284	0.0042			4.84	1.10	0.325	0.076	0.036	0.010
2.5	0.316	0.0051			5.97	1.36	0.393	0.094	0.045	0.012
3.0	0.379	0.0073			8.6	1.92	0.565	0.135	0.063	0.018
3.5	0.442	0.0097	3"			2.61	0.754	0.184	0.086	0.024
4.0	0.506	0.012				3.41	0.984	0.236	0.110	0.030
4.5	0.569	0.016	0.0051			4.32	1.25	0.298	0.136	0.038
5.0	0.632	0.019	0.0063	3 1/2"		5.34	1.54	0.368	0.164	0.046
6	0.759	0.027	0.0090			7.68	2.17	0.518	0.236	0.066
7	0.885	0.036	0.012	0.0059			2.95	0.689	0.321	0.090
8	1.011	0.047	0.015	0.0075			3.85	0.900	0.419	0.115
9	1.138	0.058	0.019	0.0094			4.88	1.14	0.530	0.145
10	1.264	0.072	0.023	0.011	4"		6.02	1.41	0.640	0.179
11	1.391	0.085	0.028	0.014	0.0073		7.29	1.71	0.774	0.217
12	1.517	0.101	0.033	0.016	0.0085		8.67	2.02	0.921	0.252
13	1.643	0.119	0.039	0.019	0.0098			2.38	1.08	0.295
14	1.770	0.138	0.045	0.022	0.011			2.76	1.25	0.343
15	1.896	0.158	0.051	0.025	0.013			3.13	1.44	0.393
16	2.023	0.178	0.058	0.028	0.015			3.57	1.64	0.443
17	2.149	0.200	0.065	0.031	0.016			4.01	1.85	0.500
18	2.276	0.223	0.072	0.035	0.018	5"		4.49	2.07	0.558
19	2.402	0.247	0.081	0.039	0.020			5.01	2.31	0.618
20	2.528	0.266	0.089	0.043	0.022	0.0072		5.49	2.53	0.685
22	2.781	0.328	0.107	0.052	0.027	0.0086		6.65	3.07	0.825
24	3.034	0.388	0.126	0.061	0.032	0.010	6"	7.91	3.61	0.982
26	3.287	0.455	0.148	0.071	0.037	0.012		9.28	4.22	1.15
28	3.540	0.525	0.171	0.082	0.043	0.014	0.0054		4.86	1.33
30	3.793	0.603	0.197	0.094	0.049	0.016	0.0061		5.62	1.52
32	4.046	0.682	0.222	0.106	0.055	0.018	0.0069		6.39	1.73
34	4.298	0.770	0.251	0.119	0.062	0.020	0.0078		7.22	1.94
36	4.551	0.863	0.280	0.134	0.070	0.022	0.0087		8.09	2.17
38	4.804	0.957	0.312	0.148	0.077	0.024	0.0096			2.41
40	5.057	1.05	0.346	0.164	0.086	0.027	0.011			2.67
45	5.689	1.33	0.435	0.207	0.107	0.034	0.013	8"		3.36
50	6.321	1.65	0.534	0.254	0.132	0.042	0.016			4.15
60	7.585	2.37	0.765	0.363	0.188	0.059	0.023	0.0058		5.98
70	8.850	3.23	1.03	0.495	0.254	0.080	0.031	0.0077		8.14
80	10.11	4.22	1.35	0.639	0.332	0.104	0.040	0.010	10"	
90	11.38	5.34	1.70	0.808	0.418	0.130	0.051	0.013	0.0041	
100	12.64	6.59	2.10	0.992	0.513	0.160	0.062	0.015	0.0050	
110	13.91	7.97	2.54	1.19	0.621	0.192	0.075	0.019	0.0060	
120	15.17	9.49	3.02	1.42	0.739	0.228	0.089	0.022	0.0071	
130	16.43		3.55	1.67	0.862	0.267	0.103	0.026	0.0082	12"
140	17.70		4.12	1.93	1.00	0.308	0.120	0.029	0.0095	
150	18.96		4.73	2.22	1.15	0.353	0.138	0.034	0.011	0.0045
200	25.28		8.4	3.94	2.03	0.628	0.243	0.059	0.019	0.0078
250	31.61			6.16	3.17	0.975	0.378	0.090	0.029	0.012
300	37.93			8.88	4.56	1.40	0.540	0.129	0.041	0.017
350	44.25				6.21	1.90	0.735	0.174	0.056	0.023
400	50.57				8.11	2.48	0.960	0.227	0.072	0.030
450	56.89					3.14	1.215	0.286	0.091	0.037
500	63.21					3.88	1.50	0.352	0.112	0.046
550	69.53					4.69	1.82	0.424	0.134	0.055
600	75.85					5.58	2.16	0.504	0.160	0.066
650	82.17					6.55	2.54	0.592	0.188	0.076
700	88.50					7.60	2.94	0.686	0.218	0.089
750	94.82					8.72	3.38	0.788	0.248	0.101
800	101.1						3.84	0.896	0.282	0.115
850	107.5						4.34	1.01	0.319	0.130

Consúltese página B-20 para cálculos en tuberías que no sean de cédula 40 y longitudes diferentes a 100 metros, y para otras condiciones de presión y temperatura.

B-12b. Flujo de aire en tuberías de acero de cédula 40

Aire libre q'_m Pies cúbicos por minuto a 60°F × 14.7 lb/pulg^2 absolutas	Aire comprimido pies cúbicos por minuto a 60°F y 100 lb/in^2 manomé.	Caída de presión en libras por pulgada cuadrada por cada 100 pies de tubería cédula 40 para aire a 100 lb/in^2 manométricas y 60°F								
		1/8″	1/4″	3/8″	1/2″					
1	0.128	0.361	0.083	0.018						
2	0.256	1.31	0.285	0.064	0.020					
3	0.384	3.06	0.605	0.133	0.042	3/4″				
4	0.513	4.83	1.04	0.226	0.071					
5	0.641	7.45	1.58	0.343	0.106	0.027				
							1″			
6	0.769	10.6	2.23	0.408	0.148	0.037				
8	1.025	18.6	3.89	0.848	0.255	0.062	0.019			
10	1.282	28.7	5.96	1.26	0.356	0.094	0.029	1¼″	1½″	
15	1.922	...	13.0	2.73	0.834	0.201	0.062			
20	2.563	...	22.8	4.76	1.43	0.345	0.102	0.026		
25	3.204	...	35.6	7.34	2.21	0.526	0.156	0.039	0.019	
30	3.845	...	...	10.5	3.15	0.748	0.219	0.055	0.026	
35	4.486	...	...	14.2	4.24	1.00	0.293	0.073	0.035	
40	5.126	...	...	18.4	5.49	1.30	0.379	0.095	0.044	
45	5.767	...	...	23.1	6.90	1.62	0.474	0.116	0.055	2″
50	6.408			28.5	8.49	1.99	0.578	0.149	0.067	0.019
60	7.690	2½″		40.7	12.2	2.85	0.819	0.200	0.094	0.027
70	8.971			...	16.5	3.83	1.10	0.270	0.126	0.036
80	10.25	0.019		...	21.4	4.96	1.43	0.350	0.162	0.046
90	11.53	0.023		...	27.0	6.25	1.80	0.437	0.203	0.058
100	12.82	0.029	3″		33.2	7.69	2.21	0.534	0.247	0.070
125	16.02	0.044			...	11.9	3.39	0.825	0.380	0.107
150	19.22	0.062	0.021		...	17.0	4.87	1.17	0.537	0.151
175	22.43	0.083	0.028		...	23.1	6.60	1.58	0.727	0.205
200	25.63	0.107	0.036	3½″	...	30.0	8.54	2.05	0.937	0.264
225	28.84	0.134	0.045	0.022		37.9	10.8	2.59	1.19	0.331
250	32.04	0.164	0.055	0.027		...	13.3	3.18	1.45	0.404
275	35.24	0.191	0.066	0.032		...	16.0	3.83	1.75	0.484
300	38.45	0.232	0.078	0.037		...	19.0	4.56	2.07	0.573
325	41.65	0.270	0.090	0.043		...	22.3	5.32	2.42	0.673
					4″					
350	44.87	0.313	0.104	0.050		...	25.8	6.17	2.80	0.776
375	48.06	0.356	0.119	0.057	0.030	...	29.6	7.05	3.20	0.887
400	51.26	0.402	0.134	0.064	0.034	...	33.6	8.02	3.64	1.00
425	54.47	0.452	0.151	0.072	0.038	...	37.9	9.01	4.09	1.13
450	57.67	0.507	0.168	0.081	0.042	...	...	10.2	4.59	1.26
475	60.88	0.562	0.187	0.089	0.047		...	11.3	5.09	1.40
500	64.08	0.623	0.206	0.099	0.052		...	12.5	5.61	1.55
550	70.49	0.749	0.248	0.118	0.062		...	15.1	6.79	1.87
600	76.90	0.887	0.293	0.139	0.073		...	18.0	8.04	2.21
650	83.30	1.04	0.342	0.163	0.086	5″	...	21.1	9.43	2.60
700	89.71	1.19	0.395	0.188	0.099	0.032		24.3	10.9	3.00
750	96.12	1.36	0.451	0.214	0.113	0.036		27.9	12.6	3.44
800	102.5	1.55	0.513	0.244	0.127	0.041		31.8	14.2	3.90
850	108.9	1.74	0.576	0.274	0.144	0.046		35.9	16.0	4.40
900	115.3	1.95	0.642	0.305	0.160	0.051	6″	40.2	18.0	4.91
950	121.8	2.18	0.715	0.340	0.178	0.057	0.023	...	20.0	5.47
1 000	128.2	2.40	0.788	0.375	0.197	0.063	0.025	...	22.1	6.06
1 100	141.0	2.89	0.948	0.451	0.236	0.075	0.030	...	26.7	7.29
1 200	153.8	3.44	1.13	0.533	0.279	0.089	0.035	...	31.8	8.63
1 300	166.6	4.01	1.32	0.626	0.327	0.103	0.041	...	37.3	10.1
1 400	179.4	4.65	1.52	0.718	0.377	0.119	0.047			11.8
1 500	192.2	5.31	1.74	0.824	0.431	0.136	0.054			13.5
1 600	205.1	6.04	1.97	0.932	0.490	0.154	0.061	8″		15.3
1 800	230.7	7.65	2.50	1.18	0.616	0.193	0.075			19.3
2 000	256.3	9.44	3.06	1.45	0.757	0.237	0.094	0.023		23.9
									10″	
2 500	320.4	14.7	4.76	2.25	1.17	0.366	0.143	0.035		37.3
3 000	384.5	21.1	6.82	3.20	1.67	0.524	0.204	0.051	0.016	
3 500	448.6	28.8	9.23	4.33	2.26	0.709	0.276	0.068	0.022	
4 000	512.6	37.6	12.1	5.66	2.94	0.919	0.358	0.088	0.028	
4 500	576.7	47.6	15.3	7.16	3.69	1.16	0.450	0.111	0.035	12″
5 000	640.8	...	18.8	8.85	4.56	1.42	0.552	0.136	0.043	0.018
6 000	769.0	...	27.1	12.7	6.57	2.03	0.794	0.195	0.061	0.025
7 000	897.1	...	36.9	17.2	8.94	2.76	1.07	0.262	0.082	0.034
8 000	1025	...	...	22.5	11.7	3.59	1.39	0.339	0.107	0.044
9 000	1153	...	...	28.5	14.9	4.54	1.76	0.427	0.134	0.055
10 000	1282	...	...	35.2	18.4	5.60	2.16	0.526	0.164	0.067
11 000	1410	...	...	...	22.2	6.78	2.62	0.633	0.197	0.081
12 000	1538	...	...	...	26.4	8.07	3.09	0.753	0.234	0.096
13 000	1666	...	...	...	31.0	9.47	3.63	0.884	0.273	0.112
14 000	1794	...	...	...	36.0	11.0	4.21	1.02	0.316	0.129
15 000	1922	...	...	...	...	12.6	4.84	1.17	0.364	0.148
16 000	2051	...	...	...	...	14.3	5.50	1.33	0.411	0.167
18 000	2307	...	...	...	...	18.2	6.96	1.68	0.520	0.213
20 000	2563	...	...	...	...	22.4	8.60	2.01	0.642	0.260
22 000	2820	...	...	...	...	27.1	10.4	2.50	0.771	0.314
24 000	3076	...	...	...	...	32.3	12.4	2.97	0.918	0.371
26 000	3332	...	...	...	...	37.9	14.5	3.49	1.12	0.435
28 000	3588	...	...	...	...	...	16.9	4.04	1.25	0.505
30 000	3845	...	...	...	...	...	19.3	4.64	1.42	0.520

Flujo de agua en tuberías de acero de cédula 40, (continuación del apéndice B-11a y B-11b)

Pérdida de presión para longitudes de tuberías diferentes a 100 metros (pies)

Para longitudes de tubería diferentes a 100 metros (pies) la pérdida de presión es proporcional a la longitud. Entonces, para 50 metros (pies) de tubería la pérdida de presión es casi la mitad del valor dado en la tabla...; para 300 metros (pies), tres veces dicho valor, etc.

Velocidad

La velocidad es función del área de la sección recta de flujo; por lo tanto, es constante para un caudal dado e independiente de la longitud de la tubería.

Pérdida de presión y velocidad para tuberías que no sean de cédula 40

Para calcular la velocidad o pérdidas de presión en tuberías que no sean de cédula 40 úsense las siguientes fórmulas:

$$v_a = v_{40}\left(\frac{d_{40}}{d_a}\right)^2$$

$$\Delta p_a = \Delta p_{40}\left(\frac{d_{40}}{d_a}\right)^5$$

$$\Delta P_a = \Delta P_{40}\left(\frac{d_{40}}{d_a}\right)^5$$

El subíndice "a" indica la cédula de la tubería para la que se desea hallar la velocidad o pérdida de presión.

El subíndice "40" indica la velocidad o pérdida de presión de tuberías de cédula 40, dadas en las tablas del Apéndice B-11.

Flujo de aire en tuberías de acero de cédula 40 (continuación del Apéndice B-12a y B-12b)

Pérdida de carga para longitudes de tubería diferentes a 100 metros (pies)

Para longitudes de tubería que no sean de 100 metros (pies) la pérdida de presión es proporcional a la longitud. Por lo tanto, para 50 metros (pies) de tubería, la pérdida de presión es casi la mitad del valor dado en la tabla... para 300 metros (pies), tres veces dicho valor, etc.

La pérdida de presión también es inversamente proporcional a la presión absoluta y directamente proporcional a la temperatura absoluta.

Por tanto, para determinar la pérdida de presión con presiones de entrada o promedio diferentes a 7 bar (100 lb/pulg²), y temperaturas diferentes a 15°C (60°F), multiplíquense los valores dados en la tabla por la relación:

$$\left(\frac{7 + 1.013}{p + 1.013}\right)\left(\frac{273 + t}{288}\right)$$

$$\left(\frac{100 + 14.7}{P + 14.7}\right)\left(\frac{460 + t}{520}\right)$$

donde:
"p" es la presión manométrica media o de entrada en bar (lb/pulg²), "t" es la temperatura considerada en grados centígrados (°F).

Pérdida de presión en tuberías que no sean de cédula 40

Para calcular la pérdida de presión en tuberías que no sean cédula 40 utilícese la fórmula siguiente:

$$\Delta p_a = \Delta p_{40}\left(\frac{d_{40}}{d_a}\right)^5$$

$$\Delta P_a = \Delta P_{40}\left(\frac{d_{40}}{d_a}\right)^5$$

El subíndice "a" indica la cédula de la tubería para la que se desea hallar la pérdida de presión.

El subíndice "40" indica la pérdida de presión en tuberías de cédula 40, dadas en el apéndice B-12.

Flujo de aire comprimido a temperatura y presión diferentes de las Condiciones Métricas Standard (MSC)

La cantidad de metros cúbicos por minuto (pies cúbicos por minuto) de aire comprimido a cualquier presión, es inversamente proporcional a la presión absoluta y directamente proporcional a la temperatura absoluta.

Para calcular el flujo en metros cúbicos por minuto (pies cúbicos por minuto) de aire comprimido a presión y temperatura diferentes de las condiciones normales (MSC), multiplíquese el valor en metros cúbicos por minuto (pies cúbicos por minuto) de aire libre por la relación:

$$\left(\frac{1.013}{1.013 + p}\right)\left(\frac{273 + t}{288}\right)$$

$$\left(\frac{14.7}{14.7 + P}\right)\left(\frac{460 + t}{520}\right)$$

B-13a. Tuberías comerciales de acero. Con base en ANSI B36.10: 1970 y BS 1600: Parte 2: 1970

Espesor de la tubería según número de cédula

Cédula	Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior (mm)	Espesor (mm)	Diámetro interior (mm)
Cédula 10	14	355.6	6.35	342.9
	16	406.4	6.35	393.7
	18	457.2	6.35	444.5
	20	508.0	6.35	495.3
	24	609.6	6.35	596.9
	30	762.0	7.92	746.2
Cédula 20	8	219.1	6.35	206.4
	10	273.0	6.35	260.3
	12	323.9	6.35	311.2
	14	355.6	7.92	339.8
	16	406.4	7.92	390.6
	18	457.2	7.92	441.4
	20	508.0	9.52	489.0
	24	609.6	9.52	590.6
	30	762.0	12.70	736.6
Cédula 30	8	219.1	7.04	205.0
	10	273.0	7.80	257.4
	12	323.9	8.38	307.1
	14	355.6	9.52	336.6
	16	406.4	9.52	387.4
	18	457.2	11.13	434.9
	20	508.0	12.70	482.6
	24	609.6	14.27	581.1
	30	762.0	15.88	730.2
Cédula 40	1/8	10.3	1.73	6.8
	¼	13.7	2.24	9.2
	3/8	17.1	2.31	12.5
	½	21.3	2.77	15.8
	¾	26.7	2.87	21.0
	1	33.4	3.38	26.6
	1¼	42.2	3.56	35.1
	1½	48.3	3.68	40.9
	2	60.3	3.91	52.5
	2½	73.0	5.16	62.7
	3	88.9	5.49	77.9
	3½	101.6	5.74	90.1
	4	114.3	6.02	102.3
	5	141.3	6.55	128.2
	6	168.3	7.11	154.1
	8	219.1	8.18	202.7
	10	273.0	9.27	254.5
	12	323.9	10.31	303.3
	14	355.6	11.13	333.3
	16	406.4	12.70	381.0
	18	457.2	14.27	428.7
	20	508.0	15.09	477.8
	24	609.6	17.48	574.6
Cédula 60	8	219.1	10.31	198.5
	10	273.0	12.70	247.6
	12	323.9	14.27	295.4
	14	355.6	15.09	325.4
	16	406.4	16.64	373.1
	18	457.2	19.05	419.1
	20	508.0	20.62	466.8
	24	609.6	24.61	560.4
Cédula 80	1/8	10.3	2.41	5.5
	¼	13.7	3.02	7.7
	3/8	17.1	3.20	10.7
	½	21.3	3.73	13.8
	¾	26.7	3.91	18.9
	1	33.4	4.55	24.3
	1¼	42.2	4.85	32.5
	1½	48.3	5.08	38.1
	2	60.3	5.54	49.2
	2½	73.0	7.01	59.0
	3	88.9	7.62	73.7
Cédula 80 (continuación)	3½	101.6	8.08	85.4
	4	114.3	8.56	97.2
	5	141.3	9.52	122.3
	6	168.3	10.97	146.4
	8	219.1	12.70	193.7
	10	273.0	15.09	242.8
	12	323.9	17.47	289.0
	14	355.6	19.05	317.5
	16	406.4	21.44	363.5
	18	457.2	23.82	409.6
	20	508.0	26.19	455.6
	24	609.6	30.96	547.7
Cédula 100	8	219.1	15.09	188.9
	10	273.0	18.26	236.5
	12	323.9	21.44	281.0
	14	355.6	23.82	308.0
	16	406.4	26.19	354.0
	18	457.2	29.36	398.5
	20	508.0	32.54	442.9
	24	609.6	38.89	531.8
Cédula 120	4	114.3	11.13	92.0
	5	141.3	12.70	115.9
	6	168.3	14.27	139.8
	8	219.1	18.26	182.6
	10	273.0	21.44	230.1
	12	323.9	25.40	273.1
	14	355.6	27.79	300.0
	16	406.4	30.96	344.5
	18	457.2	34.92	387.4
	20	508.0	38.10	431.8
	24	609.6	46.02	517.6
Cédula 140	8	219.1	20.62	177.9
	10	273.0	25.40	222.2
	12	323.9	28.58	266.7
	14	355.6	31.75	292.1
	16	406.4	36.52	333.4
	18	457.2	39.69	377.8
	20	508.0	44.45	419.1
	24	609.6	52.39	504.8
Cédula 160	½	21.3	4.78	11.7
	¾	26.7	5.56	15.6
	1	33.4	6.35	20.7
	1¼	42.2	6.35	29.5
	1½	48.3	7.14	34.0
	2	60.3	8.74	42.8
	2½	73.0	9.52	54.0
	3	88.9	11.13	66.6
	4	114.3	13.49	87.3
	5	141.3	15.88	109.5
	6	168.3	18.26	131.8
	8	219.1	23.01	173.1
	10	273.0	28.58	215.8
	12	323.9	33.34	257.2
	14	355.6	35.71	284.2
	16	406.4	40.49	325.4
	18	457.2	45.24	366.7
	20	508.0	50.01	408.0
	24	609.6	59.54	490.5

B-13a. Tuberías comerciales de acero (continuación)
Con base en ANSI B36.10: 1970 y BS 1600: Parte 2: 1970

Tubería de espesor estándar

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
1/8	10.3	1.73	6.8
¼	13.7	2.24	9.2
3/8	17.1	2.31	12.5
½	21.3	2.77	15.8
¾	26.7	2.87	21.0
1	33.4	3.38	26.6
1¼	42.2	3.56	35.1
1½	48.3	3.68	40.9
2	60.3	3.91	52.5
2½	73.0	5.16	62.7
3	88.9	5.49	77.9
3½	101.6	5.74	90.1
4	114.3	6.02	102.3
5	141.3	6.55	128.2
6	168.3	7.11	154.1
8	219.1 S	8.18	202.7
10	273.0 S	9.27	254.5
12	323.9 S	9.52	304.9

Tubería extra reforzada

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
1/8	10.3	2.41	5.5
¼	13.7	3.02	7.7
3/8	17.1	3.20	10.7
½	21.3	3.73	13.8
¾	26.7	3.91	18.9
1	33.4	4.55	24.3
1¼	42.2	4.85	32.5
1½	48.3	5.08	38.1
2	60.3	5.54	49.2
2½	73.0	7.01	59.0
3	88.9	7.62	73.7
3½	101.6	8.08	85.4
4	114.3	8.56	97.2
5	141.3	9.52	122.3
6	168.3	10.97	146.4
8	219.1	12.70	193.7
10	273.0	12.70	247.6
12	323.9	12.70	298.5

Tubería doble extra reforzada

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
½	21.3	7.47	6.4
¾	26.7	7.82	11.1
1	33.4	9.09	15.2
1¼	42.2	9.70	22.8
1½	48.3	10.16	28.0
2	60.3	11.07	38.2
2½	73.0	14.02	45.0
3	88.9	15.24	58.4
4	114.3	17.12	80.1
5	141.3	19.05	103.2
6	168.3	21.95	124.4
8	219.1	22.22	174.7
10	273.0	25.40	222.2
12	323.9	25.40	273.1

B-14. Datos técnicos de las tuberías

Aceros al carbón - Aceros inoxidables

Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior D.E. (pulgadas)	Identificación: Acero: Medida Tubería de hierro	Identificación: Acero: Número de cédula	Identificación: Número de cédula en acero inoxidable	Espesor de pared t (pulgadas)	Diámetro interior d (pulgadas)	Área metálica (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal a (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal A (pies cuadrados)	Momento de inercia I (pulgadas^4)	Peso de la tubería (libras por pie)	Peso de agua (libras por pie de tubería)	Superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería)	Módulo de sección $\left(2\frac{I}{D.E.}\right)$
1/8	0.405	...	...	10S	.049	.307	.0548	.0740	.00051	.00088	.19	.032	.106	.00437
		STD	40	40S	.068	.269	.0720	.0568	.00040	.00106	.24	.025	.106	.00523
		XS	80	80S	.095	.215	.0925	.0364	.00025	.00122	.31	.016	.106	.00602
1/4	0.540	...	...	10S	.065	.410	.0970	.1320	.00091	.00279	.33	.057	.141	.01032
		STD	40	40S	.088	.364	.1250	.1041	.00072	.00331	.42	.045	.141	.01227
		XS	80	80S	.119	.302	.1574	.0716	.00050	.00377	.54	.031	.141	.01395
3/8	0.675	...	...	10S	.065	.545	.1246	.2333	.00162	.00586	.42	.101	.178	.01736
		STD	40	40S	.091	.493	.1670	.1910	.00133	.00729	.57	.083	.178	.02160
		XS	80	80S	.126	.423	.2173	.1405	.00098	.00862	.74	.061	.178	.02554
1/2	0.840	...	...	5S	.065	.710	.1583	.3959	.00275	.01197	.54	.172	.220	.02849
		...	...	10S	.083	.674	.1974	.3568	.00248	.01431	.67	.155	.220	.03407
		STD	40	40S	.109	.622	.2503	.3040	.00211	.01709	.85	.132	.220	.04069
		XS	80	80S	.147	.546	.3200	.2340	.00163	.02008	1.09	.102	.220	.04780
		...	160	...	.187	.466	.3836	.1706	.00118	.02212	1.31	.074	.220	.05267
		XXS	...	...	.294	.252	.5043	.050	.00035	.02424	1.71	.022	.220	.05772
3/4	1.050	...	...	5S	.065	.920	.2011	.6648	.00462	.02450	.69	.288	.275	.04667
		...	...	10S	.083	.884	.2521	.6138	.00426	.02969	.86	.266	.275	.05655
		STD	40	40S	.113	.824	.3326	.5330	.00371	.03704	1.13	.231	.275	.07055
		XS	80	80S	.154	.742	.4335	.4330	.00300	.04479	1.47	.188	.275	.08531
		...	160	...	.219	.612	.5698	.2961	.00206	.05269	1.94	.128	.275	.10036
		XXS	...	...	.308	.434	.7180	.148	.00103	.05792	2.44	.064	.275	.11032
1	1.315	...	...	5S	.065	1.185	.2553	1.1029	.00766	.04999	.87	.478	.344	.07603
		...	...	10S	.109	1.097	.4130	.9452	.00656	.07569	1.40	.409	.344	.11512
		STD	40	40S	.133	1,049	.4939	.8640	.00600	.08734	1.68	.375	.344	.1328
		XS	80	80S	.179	.957	.6388	.7190	.00499	.1056	2.17	.312	.344	.1606
		...	160	...	.250	.815	.8365	.5217	.00362	.1251	2.84	.230	.344	.1903
		XXS	...	...	.358	.599	1.0760	.282	.00196	.1405	3.66	.122	.344	.2136
1¼	1.660	...	...	5S	.065	1.530	.3257	1.839	.01277	.1038	1.11	.797	.435	.1250
		...	...	10S	.109	1.442	.4717	1.633	.01134	.1605	1.81	.708	.435	.1934
		STD	40	40S	.140	1.380	.6685	1.495	.01040	.1947	2.27	.649	.435	.2346
		XS	80	80S	.191	1.278	.8815	1.283	.00891	.2418	3.00	.555	.435	.2913
		...	160	...	.250	1.160	1.1070	1.057	.00734	.2839	3.76	.458	.435	.3421
		XXS	...	...	.382	.896	1.534	.630	.00438	.3411	5.21	.273	.435	.4110
1½	1.900	...	...	5S	.065	1.770	.3747	2.461	.01709	.1579	1.28	1.066	.497	.1662
		...	...	10S	.109	1.682	.6133	2.222	.01543	.2468	2.09	.963	.497	.2598
		STD	40	40S	.145	1.610	.7995	2.036	.01414	.3099	2.72	.882	.497	.3262
		XS	80	80S	.200	1.500	1.068	1.767	.01225	.3912	3.63	.765	.497	.4118
		...	160	...	.281	1.338	1.429	1.406	.00976	.4824	4.86	.608	.497	.5078
		XXS	...	...	.400	1.100	1.885	.950	.00660	.5678	6.41	.42	.497	.5977
2	2.375	...	...	5S	.065	2.245	.4717	3.958	.02749	.3149	1.61	1.72	.622	.2652
		...	...	10S	.109	2.157	.7760	3.654	.02538	.4992	2.64	1.58	.622	.4204
		STD	40	40S	.154	2.067	1.075	3.355	.02330	.6657	3.65	1.45	.622	.5606
		XS	80	80S	.218	1.939	1.477	2.953	.02050	.8679	5.02	1.28	.622	.7309
		...	160	...	.344	1.687	2.190	2.241	.01556	1.162	7.46	.97	.622	.979
		XXS	...	...	.436	1.503	2.656	1.774	.01232	1.311	9.03	.77	.622	1.104
2½	2.875	...	...	5S	.083	2.709	.7280	5.764	.04002	.7100	2.48	2.50	.753	.4939
		...	...	10S	.120	2.635	1.039	5.453	.03787	.9873	3.53	2.36	.753	.6868
		STD	40	40S	.203	2.469	1.704	4.788	.03322	1.530	5.79	2.07	.753	1.064
		XS	80	80S	.276	2.323	2.254	4.238	.02942	1.924	7.66	1.87	.753	1.339
		...	160	...	.375	2.125	2.945	3.546	.02463	2.353	10.01	1.54	.753	1.638
		XXS	...	...	.552	1.771	4.028	2.464	.01710	2.871	13.69	1.07	.753	1.997
3	3.500	...	...	5S	.083	3.334	.8910	8.730	.06063	1.301	3.03	3.78	.916	.7435
		...	...	10S	.120	3.260	1.274	8.347	.05796	1.822	4.33	3.62	.916	1.041
		STD	40	40S	.216	3.068	2.228	7.393	.05130	3.017	7.58	3.20	.916	1.724
		XS	80	80S	.300	2.900	3.016	6.605	.04587	3.894	10.25	2.86	.916	2.225
		...	160	...	.438	2.624	4.205	5.408	.03755	5.032	14.32	2.35	.916	2.876
		XXS	...	...	.600	2.300	5.466	4.155	.02885	5.993	18.58	1.80	.916	3.424

Nota: Véase la notación al final de la tabla.

B-14. Datos técnicos de las tuberías (continuación)

Aceros a! carbón. Aceros inoxidables

Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior D.E. (pulgadas)	Identificación: Acero: Medida Tubería de hierro	Identificación: Acero: Número de cédula	Identificación: Número de cédula en acero inoxidable	Espesor de pared t (pulgadas)	Diámetro interior d (pulgadas)	Área metálica (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal a (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal A (pies cuadrados)	Momento de inercia I (pulgadas⁴)	Peso de la tubería (libras por pie)	Peso de agua (libras por pie de tubería)	Superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería)	Módulo de sección $\left(2\frac{I}{D.E.}\right)$
		...	...	5S	.083	3.834	1.021	11.545	.08017	1.960	3.48	5.00	1.047	.9799
		...	...	10S	.120	3.760	1.463	11.104	.07711	2.755	4.97	4.81	1.047	1.378
3½	4.000	STD	40	40S	.226	3.548	2.680	9.886	.06870	4.788	9.11	4.29	1.047	2.394
		XS	80	80S	.318	3.364	3.678	8.888	.06170	6.280	12.50	3.84	1.047	3.140
		...	...	5S	.083	4.334	1.152	14.75	.10245	2.810	3.92	6.39	1.178	1.249
		...	...	10S	.120	4.260	1.651	14.25	.09898	3.963	5.61	6.18	1.178	1.761
		STD	40	40S	.237	4.026	3.174	12.73	.08840	7.233	10.79	5.50	1.178	3.214
4	4.500	XS	80	80S	.337	3.826	4.407	11.50	.07986	9.610	14.98	4.98	1.178	4.271
		...	120	...	.438	3.624	5.595	10.31	.0716	11.65	19.00	4.47	1.178	5.178
		...	160	...	.531	3.438	6.621	9.28	.0645	13.27	22.51	4.02	1.178	5.898
		XXS	...	...	.674	3.152	8.101	7.80	.0542	15.28	27.54	3.38	1.178	6.791
		...	...	5S	.109	5.345	1.868	22.44	.1558	6.947	6.36	9.72	1.456	2.498
		...	...	10S	.134	5.295	2.285	22.02	.1529	8.425	7.77	9.54	1.456	3.029
		STD	40	40S	.258	5.047	4.300	20.01	.1390	15.16	14.62	8.67	1.456	5.451
5	5.563	XS	80	80S	.375	4.813	6.112	18.19	.1263	20.67	20.78	7.88	1.456	7.431
		...	120	...	.500	4.563	7.953	16.35	.1136	25.73	27.04	7.09	1.456	9.250
		..	160	...	.625	4.313	9.696	14.61	.1015	30.03	32.96	6.33	1.456	10.796
		XXS	...	...	.750	4.063	11.340	12.97	.0901	33.63	38.55	5.61	1.456	12.090
		...	...	5S	.109	6.407	2.231	32.24	.2239	11.85	7.60	13.97	1.734	3.576
		...	...	10S	.134	6.357	2.733	31.74	.2204	14.40	9.29	13.75	1.734	4.346
		STD	40	40S	.280	6.065	5.581	28.89	.2006	28.14	18.97	12.51	1.734	8.496
6	6.625	XS	80	80S	.432	5.761	8.405	26.07	.1810	40.49	28.57	11.29	1.734	12.22
		...	120	...	.562	5.501	10.70	23.77	.1650	49.61	36.39	10.30	1.734	14.98
		...	160	...	.719	5.187	13.32	21.15	.1469	58.97	45.35	9.16	1.734	17.81
		XXS	...	...	.864	4.897	15.64	18.84	.1308	66.33	53.16	8.16	1.734	20.02
		...	...	5S	.109	8.407	2.916	55.51	.3855	26.44	9.93	24.06	2.258	6.131
		...	...	10S	.148	8.329	3.941	54.48	.3784	35.41	13.40	23.61	2.258	8.212
		...	20	...	.250	8.125	6.57	51.85	.3601	57.72	22.36	22.47	2.258	13.39
		...	30	...	.277	8.071	7.26	51.16	.3553	63.35	24.70	22.17	2.258	14.69
		STD	40	40S	.322	7.981	8.40	50.03	.3474	72.49	28.55	21.70	2.258	16.81
8	8.625	...	60	...	.406	7.813	10.48	47.94	.3329	88.73	35.64	20.77	2.258	20.58
		XS	80	80S	.500	7.625	12.76	45.66	.3171	105.7	43.39	19.78	2.258	24.51
		...	100	...	.594	7.437	14.96	43.46	.3018	121.3	50.95	18.83	2.258	28.14
		...	120	...	.719	7.187	17.84	40.59	.2819	140.5	60.71	17.59	2.258	32.58
		...	140	...	.812	7.001	19.93	38.50	.2673	153.7	67.76	16.68	2.258	35.65
		XXS	...	...	.875	6.875	21.30	37.12	.2578	162.0	72.42	16.10	2.258	37.56
		...	160	...	.906	6.813	21.97	36.46	.2532	165.9	74.69	15.80	2.258	38.48
		...	...	5S	.134	10.482	4.36	86.29	.5992	63.0	15.19	37.39	2.814	11.71
		...	..	10S	.165	10.420	5.49	85.28	.5922	76.9	18.65	36.95	2.814	14.30
		...	20	...	.250	10.250	8.24	82.52	.5731	113.7	28.04	35.76	2.814	21.15
		...	30	...	.307	10.136	10.07	80.69	.5603	137.4	34.24	34.96	2.814	25.57
		STD	40	40S	.365	10.020	11.90	78.86	.5475	160.7	40.48	34.20	2.814	29.90
10	10.750	XS	60	80S	.500	9.750	16.10	74.66	.5185	212.0	54.74	32.35	2.814	39.43
		...	80	...	.594	9.562	18.92	71.84	.4989	244.8	64.43	31.13	2.814	45.54
		...	100	...	.719	9.312	22.63	68.13	.4732	286.1	77.03	29.53	2.814	53.22
		...	120	...	.844	9.062	26.24	64.53	.4481	324.2	89.29	27.96	2.814	60.32
		XXS	140	...	1.000	8.750	30.63	60.13	.4176	367.8	104.13	26.06	2.814	68.43
		...	160	...	1.125	8.500	34.02	56.75	.3941	399.3	115.64	24.59	2.814	74.29
		...	...	5S	.156	12.438	6.17	121.50	.8438	122.4	20.98	52.65	3.338	19.2
		...	...	10S	.180	12.390	7.11	120.57	.8373	140.4	24.17	52.25	3.338	22.0
		...	20	...	.250	12.250	9.82	117.86	.8185	191.8	33.38	51.07	3.338	30.2
		...	30	...	.330	12.090	12.87	114.80	.7972	248.4	43.77	49.74	3.338	39.0
		STD	...	40S	.375	12.000	14.58	113.10	.7854	279.3	49.56	49.00	3.338	43.8
		...	40	...	.406	11.938	15.77	111.93	.7773	300.3	53.52	48.50	3.338	47.1
		XS	...	80S	.500	11.750	19.24	108.43	.7528	361.5	65.42	46.92	3.338	56.7
12	12.75	...	60	...	.562	11.626	21.52	106.16	.7372	400.4	73.15	46.00	3.338	62.8
		...	80	...	.688	11.374	26.03	101.64	.7058	475.1	88.63	44.04	3.338	74.6
		...	100	...	.844	11.062	31.53	96.14	.6677	561.6	107.32	41.66	3.338	88.1
		XXS	120	...	1.000	10.750	36.91	90.76	.6303	641.6	125.49	39.33	3.338	100.7
		...	140	...	1.125	10.500	41.08	86.59	.6013	700.5	139.67	37.52	3.338	109.9
		...	160	...	1.312	10.126	47.14	80.53	.5592	781.1	160.27	34.89	3.338	122.6

B-14. Datos técnicos de las tuberías (continuación)

Aceros al carbón - Aceros inoxidables

Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior D.E. (pulgadas)	Identificación: Acero: Número de cédula	Identificación: Acero: Medida Tubería de hierro	Identificación: Número de cédula en acero inoxidable	Espesor de pared t (pulgadas)	Diámetro interior d (pulgadas)	Área metálica (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal a (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal A (pies cuadrados)	Momento de inercia I (I) (pulgadas[4])	Peso de la tubería (libras por pie)	Peso de agua (libras por pie de tubería)	Superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería)	Módulo de sección $\left(2\frac{I}{D.E.}\right)$
		...	...	5S	.156	13.688	6.78	147.15	1.0219	162.6	23.07	63.77	3.665	23.2
		...	...	10S	.188	13.624	8.16	145.78	1.0124	194.6	27.73	63.17	3.665	27.8
		...	10	...	.250	13.500	10.80	143.14	.9940	255.3	36.71	62.03	3.665	36.6
		...	20	...	.312	13.376	13.42	140.52	.9758	314.4	45.61	60.89	3.665	45.0
		STD	30	...	.375	13.250	16.05	137.88	.9575	372.8	54.57	59.75	3.665	53.2
		...	40	...	.438	13.124	18.66	135.28	.9394	429.1	63.44	58.64	3.665	61.3
14	14.00	XS	...	...	.500	13.000	21.21	132.73	.9217	483.8	72.09	57.46	3.665	69.1
		...	60	...	.594	12.812	24.98	128.96	.8956	562.3	85.05	55.86	3.665	80.3
		...	80	...	.750	12.500	31.22	122.72	.8522	678.3	106.13	53.18	3.665	98.2
		...	100	...	.938	12.124	38.45	115.49	.8020	824.4	130.85	50.04	3.665	117.8
		...	120	...	1.094	11.812	44.32	109.62	.7612	929.6	150.79	47.45	3.665	132.8
		...	140	...	1.250	11.500	50.07	103.87	.7213	1027.0	170.28	45.01	3.665	146.8
		...	160	...	1.406	11.188	55.63	98.31	.6827	1117.0	189.11	42.60	3.665	159.6
		...	...	5S	.165	15.670	8.21	192.85	1.3393	257.3	27.90	83.57	4.189	32.2
		...	...	10S	.188	15.624	9.34	191.72	1.3314	291.9	31.75	83.08	4.189	36.5
		...	10	...	.250	15.500	12.37	188.69	1.3103	383.7	42.05	81.74	4.189	48.0
		...	20	...	.312	15.376	15.38	185.69	1.2895	473.2	52.27	80.50	4.189	59.2
		STD	30	...	.375	15.250	18.41	182.65	1.2684	562.1	62.58	79.12	4.189	70.3
16	16.00	XS	40	...	.500	15.000	24.35	176.72	1.2272	731.9	82.77	76.58	4.189	91.5
		...	60	...	.656	14.688	31.62	169.44	1.1766	932.4	107.50	73.42	4.189	116.6
		...	80	...	.844	14.312	40.14	160.92	1.1175	1155.8	136.61	69.73	4.189	144.5
		...	100	...	1.031	13.938	48.48	152.58	1.0596	1364.5	164.82	66.12	4.189	170.5
		...	120	...	1.219	13.562	56.56	144.50	1.0035	1555.8	192.43	62.62	4.189	194.5
		...	140	...	1.438	13.124	65.78	135.28	.9394	1760.3	223.64	58.64	4.189	220.0
		...	160	...	1.594	12.812	72.10	128.96	.8956	1893.5	245.25	55.83	4.189	236.7
		...	...	5S	.165	17.670	9.25	245.22	1.7029	367.6	31.43	106.26	4.712	40.8
		...	...	10S	.188	17.624	10.52	243.95	1.6941	417.3	35.76	105.71	4.712	46.4
		...	10	...	.250	17.500	13.94	240.53	1.6703	549.1	47.39	104.21	4.712	61.1
		...	20	...	.312	17.376	17.34	237.13	1.6467	678.2	58.94	102.77	4.712	75.5
		STD	...	...	.375	17.250	20.76	233.71	1.6230	806.7	70.59	101.18	4.712	89.6
		...	30	...	.438	17.124	24.17	230.30	1.5990	930.3	82.15	99.84	4.712	103.4
18	18.00	XS	...	...	.500	17.000	27.49	226.98	1.5763	1053.2	93.45	98.27	4.712	117.0
		...	40	...	.562	16.876	30.79	223.68	1.5533	1171.5	104.67	96.93	4.712	130.1
		...	60	...	.750	16.500	40.64	213.83	1.4849	1514.7	138.17	92.57	4.712	168.3
		...	80	...	.938	16.124	50.23	204.24	1.4183	1833.0	170.92	88.50	4.712	203.8
		...	100	...	1.156	15.688	61.17	193.30	1.3423	2180.0	207.96	83.76	4.712	242.3
		...	120	...	1.375	15.250	71.81	182.66	1.2684	2498.1	244.14	79.07	4.712	277.6
		...	140	...	1.562	14.876	80.66	173.80	1.2070	2749.0	274.22	75.32	4.712	305.5
		...	160	...	1.781	14.438	90.75	163.72	1.1369	3020.0	308.50	70.88	4.712	335.6
		...	...	5S	.188	19.624	11.70	302.46	2.1004	574.2	39.78	131.06	5.236	57.4
		...	...	10S	.218	19.564	13.55	300.61	2.0876	662.8	46.06	130.27	5.236	66.3
		...	10	...	.250	19.500	15.51	298.65	2.0740	765.4	52.73	129.42	5.236	75.6
		STD	20	...	.375	19.250	23.12	290.04	2.0142	1113.0	78.60	125.67	5.236	111.3
		XS	30	...	.500	19.000	30.63	283.53	1.9690	1457.0	104.13	122.87	5.236	145.7
		...	40	...	.594	18.812	36.15	278.00	1.9305	1703.0	123.11	120.46	5.236	170.4
20	20.00	...	60	...	.812	18.376	48.95	265.21	1.8417	2257.0	166.40	114.92	5.236	225.7
		...	80	...	1.031	17.938	61.44	252.72	1.7550	2772.0	208.87	109.51	5.236	277.1
		...	100	...	1.281	17.438	75.33	238.83	1.6585	3315.2	256.10	103.39	5.236	331.5
		...	120	...	1.500	17.000	87.18	226.98	1.5762	3754.0	296.37	98.35	5.236	375.5
		...	140	...	1.750	16.500	100.33	213.82	1.4849	4216.0	341.09	92.66	5.236	421.7
		...	160	...	1.969	16.062	111.49	202.67	1.4074	4585.5	379.17	87.74	5.236	458.5
		...	...	5S	.188	21.624	12.88	367.25	2.5503	766.2	43.80	159.14	5.760	69.7
		...	...	10S	.218	21.564	14.92	365.21	2.5362	884.8	50.71	158.26	5.760	80.4
		...	10	...	.250	21.500	17.08	363.05	2.5212	1010.3	58.07	157.32	5.760	91.8
		STD	20	...	.375	21.250	25.48	354.66	2.4629	1489.7	86.61	153.68	5.760	135.4
		XS	30	...	.500	21.000	33.77	346.36	2.4053	1952.5	114.81	150.09	5.760	117.5
22	22.00	...	60	...	.875	20.250	58.07	322.06	2.2365	3244.9	197.41	139.56	5.760	295.0
		...	80	...	1.125	19.75	73.78	306.35	2.1275	4030.4	250.81	132.76	5.760	366.4
		...	100	...	1.375	19.25	89.09	291.04	2.0211	4758.5	302.88	126.12	5.760	432.6
		...	120	...	1.625	18.75	104.02	276.12	1.9175	5432.0	353.61	119.65	5.760	493.8
		...	140	...	1.875	18.25	118.55	261.59	1.8166	6053.7	403.00	113.36	5.760	550.3
		...	160	...	2.125	17.75	132.68	247.45	1.7184	6626.4	451.06	107.23	5.760	602.4

B-14. Datos técnicos de las tuberías (continuación)

Aceros al carbón - Aceros inoxidables

Medida nominal de la tubería (pulgadas)	Diámetro exterior D.E. (pulgadas)	Identificación: Acero: Tubería de hierro	Identificación: Acero: Medida Número de cédula	Identificación: Número de cédula en acero inoxidable	Espesor de pared t (pulgadas)	Diámetro interior d (pulgadas)	Área métalica (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal a (pulgadas cuadradas)	Área interna transversal A (pies cuadrados)	Momento de inercia I (pulgadas⁴)	Peso de la tubería (libras por pie)	Peso de agua (libras por pie de tubería)	Superficie externa (pies cuadrados por pie de tubería)	Módulo de sección $\left(2\frac{I}{D.E.}\right)$
		...	...	5S	.218	23.564	16.29	436.10	3.0285	1151.6	55.37	188.98	6.283	96.0
		...	10	10S	.250	23.500	18.65	433.74	3.0121	1315.4	63.41	187.95	6.283	109.6
		STD	20	...	.375	23.250	27.83	424.56	2.9483	1942.0	94.62	183.95	6.283	161.9
		XS	...	...	.500	23.000	36.91	415.48	2.8853	2549.5	125.49	179.87	6.283	212.5
		...	30	...	.562	22.876	41.39	411.00	2.8542	2843.0	140.68	178.09	6.283	237.0
24	24.00	...	40	...	.688	22.624	50.31	402.07	2.7921	3421.3	171.29	174.23	6.283	285.1
		...	60	...	.969	22.062	70.04	382.35	2.6552	4652.8	238.35	165.52	6.283	387.7
		...	80	...	1.219	21.562	87.17	365.22	2.5362	5672.0	296.58	158.26	6.283	472.8
		...	100	...	1.531	20.938	108.07	344.32	2.3911	6849.9	367.39	149.06	6.283	570.8
		...	120	...	1.812	20.376	126.31	326.08	2.2645	7825.0	429.39	141.17	6.283	652.1
		...	140	...	2.062	19.876	142.11	310.28	2.1547	8625.0	483.12	134.45	6.283	718.9
		...	160	...	2.344	19.312	159.41	292.98	2.0346	9455.9	542.13	126.84	6.283	787.9
		...	10	...	.312	25.376	25.18	505.75	3.5122	2077.2	85.60	219.16	6.806	159.8
26	26.00	STD	...	...	.375	25.250	30.19	500.74	3.4774	2478.4	102.63	216.99	6.806	190.6
		XS	20	...	.500	25.000	40.06	490.87	3.4088	3257.0	136.17	212.71	6.806	250.5
		...	10	...	.312	27.376	27.14	588.61	4.0876	2601.0	92.26	255.07	7.330	185.8
		STD	...	...	.375	27.250	32.54	583.21	4.0501	3105.1	110.64	252.73	7.330	221.8
28	28.00	XS	20	...	.500	27.000	43.20	572.56	3.9761	4084.8	146.85	248.11	7.330	291.8
		...	30	...	.625	26.750	53.75	562.00	3.9028	5037.7	182.73	243.53	7.330	359.8
		...	...	5S	.250	29.500	23.37	683.49	4.7465	2585.2	79.43	296.18	7.854	172.3
		...	10	10S	.312	29.376	29.10	677.76	4.7067	3206.3	98.93	293.70	7.854	213.8
30	30.00	STD	...	...	.375	29.250	34.90	671.96	4.6664	3829.4	118.65	291.18	7.854	255.3
		XS	20	...	.500	29.000	46.34	660.52	4.5869	5042.2	157.53	286.22	7.854	336.1
		...	30	...	.625	28.750	57.68	649.18	4.5082	6224.0	196.08	281.31	7.854	414.9
		...	10	...	.312	31.376	31.06	773.19	5.3694	3898.9	105.59	335.05	8.378	243.7
		STD	...	...	.375	31.250	37.26	766.99	5.3263	4658.5	126.66	332.36	8.378	291.2
32	32.00	XS	20	...	.500	31.000	49.48	754.77	5.2414	6138.6	168.21	327.06	8.378	383.7
		...	30	...	.625	30.750	61.60	742.64	5.1572	7583.4	209.43	321.81	8.378	474.0
		...	40	...	.688	30.624	67.68	736.57	5.1151	8298.3	230.08	319.18	8.378	518.6
		...	10	...	.344	33.312	36.37	871.55	6.0524	5150.5	123.65	377.67	8.901	303.0
		STD	...	...	.375	33.250	39.61	868.31	6.0299	5599.3	134.67	376.27	8.901	329.4
34	34.00	XS	20	...	.500	33.000	52.62	855.30	5.9396	7383.5	178.89	370.63	8.901	434.3
		...	30	...	.625	32.750	65.53	842.39	5.8499	9127.6	222.78	365.03	8.901	536.9
		...	40	...	.688	32.624	72.00	835.92	5.8050	9991.6	244.77	362.23	8.901	587.7
		...	10	...	.312	35.376	34.98	982.90	6.8257	5569.5	118.92	425.92	9.425	309.4
		STD	...	...	.375	35.250	41.97	975.91	6.7771	6658.9	142.68	422.89	9.425	369.9
36	36.00	XS	20	...	.500	35.000	55.76	962.11	6.6813	8786.2	189.57	416.91	9.425	488.1
		...	30	...	.625	34.750	69.46	948.42	6.5862	10868.4	236.13	417.22	9.425	603.8
		...	40	...	.750	34.500	83.06	934.82	6.4918	12906.1	282.35	405.09	9.425	717.0

Los datos técnicos de **identificación, espesor de pared** y **peso,** están basados en ANSI B.36.10 y B36.19. Las notaciones STD, XS, y XXS indican estándar, extra fuerte y doble extra fuerte, respectivamente. Los valores del **área interna transversal** presentados en "pies cuadrados", también representan el volumen de la tubería en pies cúbicos por cada pie de longitud de tubería.

B-15. Tuberías de acero inoxidable
Basado en ANSI B36.19-1965 y BS 1600: Parte 2 : 1970

Cédula 5 S

Medida nominal de la tubería Pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
½	21.3	1.65	18.0
¾	26.7	1.65	23.4
1	33.4	1.65	30.1
1¼	42.2	1.65	38.9
1½	48.3	1.65	45.0
2	60.3	1.65	57.0
2½	73.0	2.11	68.8
3	88.9	2.11	84.7
3½	101.6	2.11	97.4
4	114.3	2.11	110.1
5	141.3	2.77	135.8
6	168.3	2.77	162.8
8	219.1	2.77	213.6
10	273.0	3.40	266.2
12	323.9	3.96	316.0

Cédula 10 S

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
1/8	10.3	1.24	7.8
¼	13.7	1.65	10.4
3/8	17.1	1.65	13.8
½	21.3	2.11	17.1
¾	26.7	2.11	22.5
1	33.4	2.77	27.9
1¼	42.2	2.77	36.7
1½	48.3	2.77	42.8
2	60.3	2.77	54.8
2½	73.0	3.05	66.9
3	88.9	3.05	82.8
3½	101.6	3.05	95.5
4	114.3	3.05	108.2
5	141.3	3.40	134.5
6	168.3	3.40	161.5
8	219.1	3.76	211.6
10	273.0	4.19	264.6
12	323.9	4.57	314.8

Cédula 40 S

1/8 a 12	Los valores son los mismos, medida por medida, que los dados del apéndice B-13a para tuberías de espesor de pared estándar.

Cédula 80 S

1/8 a 12	Los valores son los mismos, medida por medida, que los dados del apéndice B-13a para tuberías extra fuertes.

B-16. Tuberías comerciales de acero
Extraído de ISO 336 - 1974 y BS 3600 : 1973

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
1/8	10.2	1.6	7.0
		1.8	6.6
		2.0	6.2
		2.3	5.6
¼	13.5	1.8	9.9
		2.0	9.5
		2.3	8.9
		2.6	8.3
		2.9	7.7
3/8	17.2	2.0	13.2
		2.3	12.6
		2.6	12.0
		2.9	11.4
		3.2	10.8
½	21.3	2.6	16.1
		2.9	15.5
		3.2	14.9
		3.6	14.1
		4.0	13.3
		4.5	12.3
		5.0	11.3
		5.4	10.5
¾	26.9	2.6	21.7
		2.9	21.1
		3.2	20.5
		3.6	19.7
		4.0	18.9
		4.5	17.9
		5.0	16.9
		5.4	16.1
		5.6	15.7
		5.9	15.1
		6.3	14.3
		7.1	12.7
1	33.7	3.2	27.3
		3.6	26.5
		4.0	25.7
		4.5	24.7
		5.0	23.7
		5.4	22.9
		5.6	22.5
		5.9	21.9
		6.3	21.1
		7.1	19.5
		8.0	17.7
		8.8	16.1
1¼	42.4	3.2	36.0
		3.6	35.2
		4.0	34.4
		4.5	33.4
		5.0	32.4
		5.4	31.6
		5.6	31.2
		5.9	30.6
		6.3	29.8
		7.1	28.2
		8.0	26.4
		8.8	24.8
		10.0	22.4*
1½	48.3	3.2	41.9
		3.6	41.1
		4.0	40.3
		4.5	39.3
		5.0	38.3
		5.4	37.5
		5.6	37.1
		5.9	36.5
		6.3	35.7
		7.1	34.1
		8.0	32.3
		8.8	30.7
		10.0	28.3
2	60.3	3.6	53.1
		4.0	52.3
		4.5	51.0
		5.0	50.3
		5.4	49.5
		5.6	49.1
		5.9	48.5
		6.3	47.7
		7.1	46.1
		8.0	44.3
		8.8	42.7
		10.0	40.3
		11.0	38.3
2½	76.1	5.0	66.1
		5.4	65.3
		5.6	64.9
		5.9	64.3
		6.3	63.5
		7.1	61.9
		8.0	60.1
		8.8	58.5
		10.0	56.1
		11.0	54.1
		12.5	51.1
		14.2	47.7
3	88.9	5.4	78.1
		5.6	77.7
		5.9	77.1
		6.3	76.3
		7.1	74.7
		8.0	72.9
		8.8	71.3
		10.0	68.9
		11.0	66.9
		12.5	63.9
		14.2	60.5
		16.0	56.9
3½	101.6	5.6	90.4
		5.9	89.8
		6.3	89.0
		7.1	87.4
		8.0	85.6
		8.8	84.0
		10.0	81.6
		11.0	79.6
		12.5	76.6
		14.2	73.2
		16.0	69.6
		17.5	66.6
4	114.3	5.6	103.1
		5.9	102.5
		6.3	101.7
		7.1	100.1
		8.0	98.3
		8.8	96.7
		10.0	94.3
		11.0	92.3
		12.5	89.3
		14.2	85.9
		16.0	82.3
		17.5	79.3
		20.0	74.3
5	139.7	5.9	127.9
		6.3	127.1
		7.1	125.5
		8.0	123.7
		8.8	122.1
		10.0	119.7
		11.0	117.7
		12.5	114.7
		14.2	111.3
		16.0	107.7
		17.5	104.7
		20.0	99.7

*No está incluido en BS 3600:1973

B-16. Tuberías comerciales de acero (continuación)

Medida nominal de la tubería pulgadas	Diámetro exterior mm	Espesor mm	Diámetro interior mm
6	168.3	6.3	155.7
		7.1	154.1
		8.0	152.3
		8.8	150.7
		10.0	148.3
		11.0	146.3
		12.5	143.3
		14.2	139.9
		16.0	136.3
		17.5	133.3
		20.0	128.3
		22.2	123.9
8	219.1	6.3	206.5
		7.1	204.9
		8.0	203.1
		8.8	201.5
		10.0	199.1
		11.0	197.1
		12.5	194.1
		14.2	190.7
		16.0	187.1
		17.5	184.1
		20.0	179.1
		22.2	174.7
		25.0	169.1
10	273.0	6.3	260.4
		7.1	258.8
		8.0	257.0
		8.8	255.4
		10.0	253.0
		11.0	251.0
		12.5	248.0
		14.2	244.6
		16.0	241.0
		17.5	238.0
		20.0	233.0
		22.2	228.6
		25.0	223.0
		28.0	217.0*
		30.0	213.0*
12	323.9	6.3	311.3
		7.1	309.7
		8.0	307.9
		8.8	306.3
		10.0	303.9
		11.0	301.9
		12.5	298.9
		14.2	295.5
		16.0	291.9
		17.5	288.9
		20.0	283.9
		22.2	279.5
		25.0	273.9
		28.0	267.9*
		30.0	263.9*
		32.0	259.9*
		36.0	251.9*
14	355.6	6.3	343.0
		7.1	341.4
		8.0	339.6
		8.8	338.0
		10.0	335.6
		11.0	333.6
		12.5	330.6
		14.2	327.2
		16.0	323.6
		17.5	320.6
		20.0	315.6
		22.2	311.2
		25.0	305.6
		28.0	299.6*
		30.0	295.6*
		32.0	291.6*
		36.0	283.6*
16	406.4	6.3	393.8
		7.1	392.2
		8.0	390.4
		8.8	388.8
		10.0	386.4
		11.0	384.4
		12.5	381.4
		14.2	378.0
		16.0	374.4
		17.5	371.4
		20.0	366.4
		22.2	362.0
		25.0	356.4
		28.0	350.4*
		30.0	346.4*
		32.0	342.4*
		36.0	334.4*
		40.0	326.4*
		45.0	316.4*
18	457.0	6.3	444.4
		7.1	442.8
		8.0	441.0
		8.8	439.4
		10.0	437.0
		11.0	435.0
		12.5	432.0
		14.2	428.6
		16.0	425.0
		17.5	422.0
		20.0	417.0
		22.2	412.6
		25.0	407.0
		28.0	401.0*
		30.0	397.0*
		32.0	393.0*
		36.0	385.0*
		40.0	377.0*
		45.0	367.0*
		50.0	357.0*
20	508.0	6.3	495.4
		7.1	493.8
		8.0	492.0
		8.8	490.4
		10.0	488.0
		11.0	486.0
		12.5	483.0
		14.2	479.6
		16.0	476.0
		17.5	473.0
		20.0	468.0
		22.2	463.6
		25.0	458.0
		28.0	452.0*
		30.0	448.0*
		32.0	444.0*
		36.0	436.0*
		40.0	428.0*
		45.0	418.0*
		50.0	408.0*
		55.0	398.0*
24	610.0	6.3	597.4
		7.1	595.8
		8.0	594.0
		8.8	592.4
		10.0	590.0
		11.0	588.0
		12.5	585.0
		14.2	581.6
		16.0	578.0
		17.5	575.0
		20.0	570.0
		22.2	565.6
		25.0	560.0
		28.0	554.0*
		30.0	550.0*
		32.0	546.0*
		36.0	538.0*
		40.0	530.0*
		45.0	520.0*
		50.0	510.0*
		55.0	500.0*
		60.0	490.0*

*No está incluido en BS 3600:1973

B-18. Datos técnicos del vapor de agua

Capacidad de calderas

La producción de una planta generadora de vapor de agua se expresa en libras de vapor producido por hora. Considerando que la producción de vapor de agua puede variar en función de la temperatura y la presión, la capacidad de una caldera se expresa mejor como el calor transferido en BTU por hora, por lo que es frecuente expresar dicha capacidad en kiloBTU (kB) por hora o en megaBTU (MB)/hora. La capacidad de una caldera, en kB/hora, puede calcularse mediante la expresión

$$\frac{W\,(h_g - h_f)}{1000}$$

donde $(h_g - h_f)$ es el cambio de entalpía, en BTU/libra.

Una expresión antigua para el cálculo de la capacidad de calderas, en términos de una unidad no racional llamada "HP-caldera", se expresaba:

$$\frac{W\,(h_g - h_f)}{970.3 \times 34.5}$$

Esto es, un HP-caldera es equivalente a 34.5 libras de agua evaporada por hora, a presión atmosférica estándar y una temperatura de 212°F.

1 HP-caldera	=	13.1547 HP
1 HP-caldera	=	33 475 BTU/libra
1 HP	=	550 libra-pie/seg
1 BTU	=	778.2 libra-pie
1 BTU	=	252 calorías
1 kw-hora	=	3 412.2 BTU

Potencia teórica de una máquina

P = presión media efectiva, por pulgada cuadrada, del vapor de agua sobre el émbolo

L = longitud de la carrera del émbolo, en pies;

A = área del émbolo, en pulgadas cuadradas;

N = número de recorridos del émbolo por minuto;

$$\text{HP} = \frac{PLAN}{33000}$$

La presión media efectiva aproximada dentro del cilindro, cuando la válvula se cierra a:

1/4 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.597
1/3 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.670
3/8 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.743
1/2 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.847
5/8 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.919
2/3 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.937
3/4 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.966
7/8 de la carrera del émbolo,
es igual a la presión de vapor × 0.992

Márgenes de consumo de vapor en máquinas primarias (con fines de estimación)

Máquina simple no condensante	29 a 45	libras por HP-hora
Máquina automática simple no condensante	26 a 40	libras por HP-hora
Máquina compuesta no condensante	19 a 28	libras por HP-hora
Máquina compuesta condensante	12 a 22	libras por HP-hora
Bombas dúplex de vapor	120 a 200	libras por HP-hora
Turbinas no condensantes	21 a 45	libras por HP-hora
Turbinas condensantes	9 a 32	libras por HP-hora

Calidad del vapor de agua $x = \frac{(h_g - h_f)\,100}{h_{fg}}$

donde: h_f = calor o entalpía del líquido, en BTU/libra
h_{fg} = calor latente o entalpía de evaporación, en BTU/libra
h_g = calor o entalpía total del vapor de agua, en BTU/libra

B-19a. Potencia requerida para bombeo

Litros por minuto	Potencia técnica en kilowatts (kW) para llevar agua (a 15°C) a diferentes alturas														
	metros														
	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	25	30	35	40	45
20	0.007	0.013	0.020	0.026	0.033	0.039	0.046	0.052	0.059	0.065	0.082	0.098	0.114	0.131	0.147
40	0.013	0.026	0.039	0.052	0.065	0.078	0.091	0.105	0.118	0.131	0.163	0.196	0.229	0.261	0.294
60	0.020	0.039	0.059	0.078	0.098	0.118	0.137	0.157	0.176	0.196	0.245	0.294	0.343	0.392	0.441
80	0.026	0.052	0.078	0.105	0.131	0.157	0.183	0.209	0.235	0.261	0.327	0.392	0.457	0.523	0.588
100	0.033	0.065	0.098	0.131	0.163	0.196	0.229	0.261	0.294	0.327	0.408	0.490	0.572	0.653	0.735
120	0.039	0.078	0.118	0.157	0.196	0.235	0.274	0.314	0.353	0.392	0.490	0.588	0.686	0.784	0.882
140	0.046	0.091	0.137	0.183	0.229	0.274	0.320	0.366	0.412	0.457	0.572	0.686	0.800	0.915	1.029
160	0.052	0.105	0.157	0.209	0.261	0.314	0.366	0.418	0.470	0.523	0.653	0.784	0.915	1.045	1.176
180	0.059	0.118	0.176	0.235	0.294	0.353	0.412	0.470	0.529	0.588	0.735	0.882	1.029	1.176	1.323
200	0.065	0.131	0.196	0.261	0.327	0.392	0.457	0.523	0.588	0.653	0.817	0.980	1.143	1.307	1.470
250	0.082	0.163	0.245	0.327	0.408	0.490	0.572	0.653	0.735	0.817	1.021	1.225	1.429	1.633	1.838
300	0.098	0.196	0.294	0.392	0.490	0.588	0.686	0.784	0.882	0.980	1.225	1.470	1.715	1.960	2.205
350	0.114	0.229	0.343	0.457	0.572	0.686	0.800	0.915	1.029	1.143	1.429	1.715	2.001	2.287	2.573
400	0.131	0.261	0.392	0.523	0.653	0.784	0.915	1.045	1.176	1.307	1.633	1.960	2.287	2.614	2.940
450	0.147	0.294	0.441	0.588	0.735	0.882	1.029	1.176	1.323	1.470	1.838	2.205	2.573	2.940	3.308
500	0.163	0.327	0.490	0.653	0.817	0.980	1.143	1.307	1.470	1.633	2.042	2.450	2.859	3.267	3.675
600	0.196	0.392	0.588	0.784	0.980	1.176	1.372	1.568	1.764	1.960	2.450	2.940	3.430	3.920	4.410
700	0.229	0.457	0.686	0.915	1.143	1.372	1.601	1.829	2.058	2.287	2.859	3.430	4.002	4.574	5.145
800	0.261	0.523	0.784	1.045	1.307	1.568	1.829	2.091	2.352	2.614	3.267	3.920	4.574	5.227	5.880
900	0.294	0.588	0.882	1.176	1.470	1.764	2.058	2.352	2.646	2.940	3.675	4.410	5.145	5.880	6.615
1000	0.327	0.653	0.980	1.307	1.633	1.960	2.287	2.614	2.940	3.267	4.084	4.900	5.717	6.534	7.351
1250	0.408	0.817	1.225	1.633	2.042	2.450	2.859	3.267	3.675	4.084	5.105	6.125	7.146	8.167	9.188
1500	0.490	0.980	1.470	1.960	2.450	2.940	3.430	3.920	4.410	4.900	6.125	7.351	8.576	9.801	11.03
2000	0.653	1.307	1.960	2.614	3.267	3.920	4.574	5.227	5.880	6.534	8.167	9.801	11.43	13.07	14.70

litros por minuto	metros						
	50	55	60	70	80	90	100
20	0.163	0.180	0.196	0.229	0.261	0.294	0.327
40	0.327	0.359	0.392	0.457	0.523	0.588	0.653
60	0.490	0.539	0.588	0.686	0.784	0.882	0.980
80	0.653	0.719	0.784	0.915	1.045	1.176	1.307
100	0.817	0.898	0.980	1.143	1.307	1.470	1.633
120	0.980	1.078	1.176	1.372	1.568	1.764	1.960
140	1.143	1.258	1.372	1.601	1.829	2.058	2.287
160	1.307	1.437	1.568	1.829	2.091	2.352	2.614
180	1.470	1.617	1.764	2.058	2.352	2.646	2.940
200	1.633	1.797	1.960	2.287	2.614	2.940	3.267
250	2.042	2.246	2.450	2.859	3.267	3.675	4.084
300	2.450	2.695	2.940	3.430	3.920	4.410	4.900
350	2.859	3.144	3.430	4.002	4.574	5.145	5.717
400	3.267	3.594	3.920	4.574	5.227	5.880	6.534
450	3.675	4.043	4.410	5.145	5.880	6.615	7.351
500	4.084	4.492	4.900	5.717	6.534	7.351	8.167
600	4.900	5.390	5.880	6.861	7.841	8.821	9.801
700	5.717	6.289	6.861	8.004	9.147	10.29	11.43
800	6.534	7.187	7.841	9.147	10.45	11.76	13.07
900	7.351	8.086	8.821	10.29	11.76	13.23	14.70
1000	8.167	8.984	9.801	11.43	13.07	14.70	16.33
1250	10.21	11.23	12.25	14.29	16.33	18.38	20.42
1500	12.25	13.48	14.70	17.15	19.60	22.05	24.50
2000	16.33	17.97	19.60	22.87	26.14	29.40	32.67

Nota: Véase la página B-33

B-19b. Potencia requerida para bombeo

Galones por minuto	Potencia térmica en HP requerida para elevar agua (a 60°F) a diferentes alturas														
	5 Pies	10 Pies	15 Pies	20 Pies	25 Pies	30 Pies	35 Pies	40 feet	45 Pies	50 Pies	60 Pies	70 Pies	80 Pies	90 Pies	100 Pies
5	0.006	0.013	0.019	0.025	0.032	0.038	0.044	0.051	0.057	0.063	0.076	0.088	0.101	0.114	0.126
10	0.013	0.025	0.038	0.051	0.063	0.076	0.088	0.101	0.114	0.126	0.152	0.177	0.202	0.227	0.253
15	0.019	0.038	0.057	0.076	0.095	0.114	0.133	0.152	0.171	0.190	0.227	0.265	0.303	0.341	0.379
20	0.025	0.051	0.076	0.101	0.126	0.152	0.177	0.202	0.227	0.253	0.303	0.354	0.404	0.455	0.505
25	0.032	0.063	0.095	0.126	0.158	0.190	0.221	0.253	0.284	0.316	0.379	0.442	0.505	0.568	0.632
30	0.038	0.076	0.114	0.152	0.190	0.227	0.265	0.303	0.341	0.379	0.455	0.531	0.606	0.682	0.758
35	0.044	0.088	0.133	0.177	0.221	0.265	0.310	0.354	0.398	0.442	0.531	0.619	0.707	0.796	0.884
40	0.051	0.101	0.152	0.202	0.253	0.303	0.354	0.404	0.455	0.505	0.606	0.707	0.808	0.910	1.011
45	0.057	0.114	0.171	0.227	0.284	0.341	0.398	0.455	0.512	0.568	0.682	0.796	0.910	1.023	1.137
50	0.063	0.126	0.190	0.253	0.316	0.379	0.442	0.505	0.568	0.632	0.758	0.884	1.011	1.137	1.263
60	0.076	0.152	0.227	0.303	0.379	0.455	0.531	0.606	0.682	0.758	0.910	1.061	1.213	1.364	1.516
70	0.088	0.177	0.265	0.354	0.442	0.531	0.619	0.707	0.796	0.884	1.061	1.238	1.415	1.592	1.768
80	0.101	0.202	0.303	0.404	0.505	0.606	0.707	0.808	0.910	1.011	1.213	1.415	1.617	1.819	2.021
90	0.114	0.227	0.341	0.455	0.568	0.682	0.796	0.910	1.023	1.137	1.364	1.592	1.819	2.046	2.274
100	0.126	0.253	0.379	0.505	0.632	0.758	0.884	1.011	1.137	1.263	1.516	1.768	2.021	2.274	2.526
125	0.158	0.316	0.474	0.632	0.790	0.947	1.105	1.263	1.421	1.579	1.895	2.211	2.526	2.842	3.158
150	0.190	0.379	0.568	0.758	0.947	1.137	1.326	1.516	1.705	1.895	2.274	2.653	3.032	3.411	3.790
175	0.221	0.442	0.663	0.884	1.105	1.326	1.547	1.768	1.990	2.211	2.653	3.095	3.537	3.979	4.421
200	0.253	0.505	0.758	1.011	1.263	1.516	1.768	2.021	2.274	2.526	3.032	3.537	4.042	4.548	5.053
250	0.316	0.632	0.947	1.263	1.579	1.895	2.211	2.526	2.842	3.158	3.790	4.421	5.053	5.684	6.316
300	0.379	0.758	1.137	1.516	1.895	2.274	2.653	3.032	3.411	3.790	4.548	5.305	6.063	6.821	7.579
350	0.442	0.884	1.326	1.768	2.211	2.653	3.095	3.537	3.979	4.421	5.305	6.190	7.074	7.958	8.842
400	0.505	1.011	1.516	2.021	2.526	3.032	3.537	4.042	4.548	5.053	6.063	7.074	8.084	9.095	10.11
500	0.632	1.263	1.895	2.526	3.158	3.790	4.421	5.053	5.684	6.316	7.579	8.842	10.11	11.37	12.63

Galones por minuto	125 Pies	150 Pies	175 Pies	200 Pies	250 Pies	300 Pies	350 Pies	400 Pies
5	0.158	0.190	0.221	0.253	0.316	0.379	0.442	0.505
10	0.316	0.379	0.442	0.505	0.632	0.758	0.884	1.011
15	0.474	0.568	0.663	0.758	0.947	1.137	1.326	1.516
20	0.632	0.758	0.884	1.011	1.263	1.516	1.768	2.021
25	0.790	0.947	1.105	1.263	1.579	1.895	2.211	2.526
30	0.947	1.137	1.326	1.516	1.895	2.274	2.653	3.032
35	1.105	1.326	1.547	1.768	2.211	2.653	3.095	3.537
40	1.263	1.516	1.768	2.021	2.526	3.032	3.537	4.042
45	1.421	1.705	1.990	2.274	2.842	3.411	3.979	4.548
50	1.579	1.895	2.211	2.526	3.158	3.790	4.421	5.053
60	1.895	2.274	2.653	3.032	3.790	4.548	5.305	6.063
70	2.211	2.653	3.095	3.537	4.421	5.305	6.190	7.074
80	2.526	3.032	3.537	4.042	5.053	6.063	7.074	8.084
90	2.842	3.411	3.979	4.548	5.684	6.821	7.958	9.095
100	3.158	3.790	4.421	5.053	6.316	7.579	8.842	10.11
125	3.948	4.737	5.527	6.316	7.895	9.474	11.05	12.63
150	4.737	5.684	6.632	7.579	9.474	11.37	13.26	15.16
175	5.527	6.632	7.737	8.842	11.05	13.26	15.47	17.68
200	6.316	7.579	8.842	10.11	12.63	15.16	17.68	20.21
250	7.895	9.474	11.05	12.63	15.79	18.95	22.11	25.26
300	9.474	11.37	13.26	15.16	18.95	22.74	26.53	30.32
350	11.05	13.26	15.47	17.68	22.11	26.53	30.95	35.37
400	12.63	15.16	17.68	20.21	25.26	30.32	35.37	40.42
500	15.79	18.95	22.11	25.26	31.58	37.90	44.21	50.53

HP = 33 000 ...lb-pie/min
= 550 ...lb-pie/seg
= 2544.48 ...Btu/h
= 745.7 ...watts

Nota: Véase la página B-33

B-19a y b. Potencia requerida para bombeo (continuación)

$$\text{Potencia teórica} = \frac{QH\rho}{6116 \times 10^3} = \frac{Qp}{600} \text{ (kilowatts)}$$

$$(W\,h\,p) = QH\rho \div 247\,000 = QP \div 1714$$

$$\text{Demanda de potencia (Potencia al freno)} = \frac{\text{Potencia teórica}}{\text{eficiencia de bomba}}$$

donde: Q = caudal en litros por minuto (galones por minuto)
H = altura de presión del bombeo en metros (pies)
ρ = densidad del líquido en kg/m³ (libras/pie³)
p = presión manométrica en bar
e_p = presión manométrica en libras/pulgada²

La eficiencia global (e_o) toma en cuenta todas las pérdidas en la bomba y en el motor:

$$e_o = e_p\, e_D\, e_T$$

donde: e_p = eficiencia de la bomba
e_D = eficiencia del motor
e_T = eificiencia de la transmisión
e_V = eficiencia volumétrica

$$e_V(\%) = \frac{\text{desplazamiento real de la bomba } (Q)\ (100)}{\text{desplazamiento teórico de la bomba } (Q)}$$

Nota: Para fluidos distintos del agua, multiplíquense los valores de la tabla por el peso específico del fluido. Al bombear líquidos con viscosidad mucho mayor que la del agua, se reducen la capacidad de bombeo y la altura de presión de bombeo; para calcular la potencia teórica para tales líquidos, deberá sumarse la altura debida a la fricción en la tubería y la altura debida a la elevación para calcular la altura de presión total; este valor se usa en las expresiones para el cálculo de la potencia teórica dadas anteriormente.

Bibliografía

[1] R. A. Dodge & M. J. Thompson, "Fluid Mechanics", McGraw-Hill Book Company, Inc., 1937; pp. 193, 288, 407.

[2] H. Rouse, "Elementary Mechanics of Fluids"; John Wiley & Sons, Inc., New York, 1946.

[3] B. F. Grizzle, "Simplification of Gas Flow Calculations by Means of a New Special Slide Rule"; *Petroleum Engineer*, September, 1945.

[4] H. Kirchbach, "Loss of Energy in Miter Bends"; *Transactions of the Munich Hydraulic Institute*, Bulletin No. 3, American Society of Mechanical Engineers, New York, 1935.

[5] "Dowtherm Handbook"; Dow Chemical Co., Midland, Michigan, 1954; p. 10.

[6] R. J. S. Pigott, "Pressure Losses in Tubing, Pipe, and Fittings"; *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers,* Volume 72, 1950; pp. 679 a 688.

[7] National Engineering Laboratory, "Steam Tables 1964"; HMSO Edinburgh, UK.

[8] R. F. Stearns, R. M. Jackson, R. R. Johnson, and C. A. Larson, "Flow Measurement with Orifice Meters"; D. Van Nostrand Company, Inc., New York, 1951.

[9] "Fluid Meters"; American Society of Mechanical Engineers, Part 1–6th Edition, New York, 1971.

[10] R. G. Cunningham, "Orifice Meters with Supercritical Compressible Flow"; ASME Paper No. 50-A-45.

[11] "Air Conditioning Refrigerating Data Book–Design," American Society of Refrigerating Engineers, 9th Edition, New York, 1955.

[12] W. L. Nelson, "Petroleum Refinery Engineering"; McGraw-Hill Book Co., New York, 1949.

[13] Lionel S. Marks, "Mechanical Engineers Handbook"; McGraw-Hill Book Co., New York, 1951.

[14] Y. R. Mayhew & G. F. C. Rogers, "Thermodynamic and Transport Properties of Fluids"; Basil Blackwell, Oxford, UK, 1972.

[15] J. B. Maxwell, "Data Book on Hydrocarbons"; D. Van Nostrand Company, Inc., New York, 1950.

[16] C. I. Corp and R. O. Ruble, "Loss of Head in Valves and Pipes of One-Half to Twelve Inches Diameter"; *University of Wisconsin Experimental Station Bulletin*, Volume 9, No. 1, 1922.

[17] G. L. Tuve and R. E. Sprenkle, "Orifice Discharge Coefficients for Viscous Liquids"; *Instruments,* November, 1933; p. 201.

[18] L. F. Moody, "Friction Factors for Pipe Flow"; *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers,* Volume 66, November, 1944; pp. 671 a 678.

[19] A. H. Shapiro, "The Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow"; The Ronald Press Company, 1953, Chapter 6.

[20] ASME Steam Tables, 1967.

[21] K. H. Beij, "Pressure Losses for Fluid Flow in 90 Degree Pipe Bends"; *Journal of Research of the National Bureau of Standards*, Volume 21, July, 1938.

[22] "Marks' Standard Handbook for Mechanical Engineers"; Seventh Edition 1966, McGraw-Hill Book Co., New York.

[23] Bingham, E. C. and Jackson, R. F., *Bureau of Standards Bulletin 14;* pp. 58 a 86 (S.P. 298, August, 1916) (1919).

[24] T.R. Weymouth, *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers,* Volume 34,1912; p. 197.

[25] R. J. S. Pigott, "The Flow of Fluids in Closed Conduits," *Mechanical Engineering,* Volume 55, No. 8, August 1933, p. 497.

[26] Emory Kemler, "A Study of Data on the Flow of Fluids in Pipes," *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers*, Vol. 55, 1933, HYD-55-2.

[27] "Handbook of Chemistry and Physics," 44th Edition, 1962-1963 Chemical Rubber Publishing Co., Cleveland.

[28] V. L. Streeter, "Fluid Mechanics", 1st Edition, 1951.

[29] "Standards of Hydraulic Institute", Eighth Edition, 1947.

[30] International Gas Union, Appendix 1 of report "Problems arising from interchangeability of second family gases"; May, 1976.

OTROS TÍTULOS EN ESTA SERIE:

VÁLVULAS, selección, uso y mantenimiento, con su autorizada información es el panorama definitivo de la tecnología y aplicaciones actuales de las válvulas. Ofrece orientación práctica para la selección, instalación y operación de válvulas, así como amplia cobertura de los muchos tipos de válvulas y su empleo. Las secciones principales de este libro incluyen:

* Aspectos básicos de válvulas
* Dispositivos para desahogo (alivio) de presión como válvulas y discos de ruptura
* Válvulas de control
* Válvulas de operación manual y automática

Si usted está encargado de la selección, operación y mantenimiento de válvulas, a un costo eficiente en las instalaciones para proceso o si desea adquirir conocimientos prácticos de este importante componente, encontrará que esta obra es una guía completa y de gran valor en su trabajo.

Por las décadas de experiencia y la excelente cobertura de las industrias de procesos químicos, se ha publicado la obra **BOMBAS, selección, uso y mantenimiento**, que incluye una amplísima información práctica para la selección, instalación y operación de bombas. Está redactado para ingenieros y técnicos de diversas ramas, y ofrece consejos prácticos para todos los aspectos de selección, aplicaciones y mantenimiento de bombas.

COMPRESORES, selección, uso y mantenimiento, que es el tercero de esta serie, ofrece asesoramiento práctico para seleccionar, instalar, operar y calcular costos de este importante componente de los equipos de proceso. Además de los compresores se describen en detalle las turbinas de vapor y de gas, ventiladores y sopladores. En sus páginas, todos los interesados en diseño, proceso de planta, operación y mantenimiento encontrarán datos muy útiles para obtener eficiencia en costo y en energía en la operación cotidiana del equipo.



ISBN 968-451-846-3